



TOGETHER
for a sustainable future

OCCASION

This publication has been made available to the public on the occasion of the 50th anniversary of the United Nations Industrial Development Organisation.



TOGETHER
for a sustainable future

DISCLAIMER

This document has been produced without formal United Nations editing. The designations employed and the presentation of the material in this document do not imply the expression of any opinion whatsoever on the part of the Secretariat of the United Nations Industrial Development Organization (UNIDO) concerning the legal status of any country, territory, city or area or of its authorities, or concerning the delimitation of its frontiers or boundaries, or its economic system or degree of development. Designations such as “developed”, “industrialized” and “developing” are intended for statistical convenience and do not necessarily express a judgment about the stage reached by a particular country or area in the development process. Mention of firm names or commercial products does not constitute an endorsement by UNIDO.

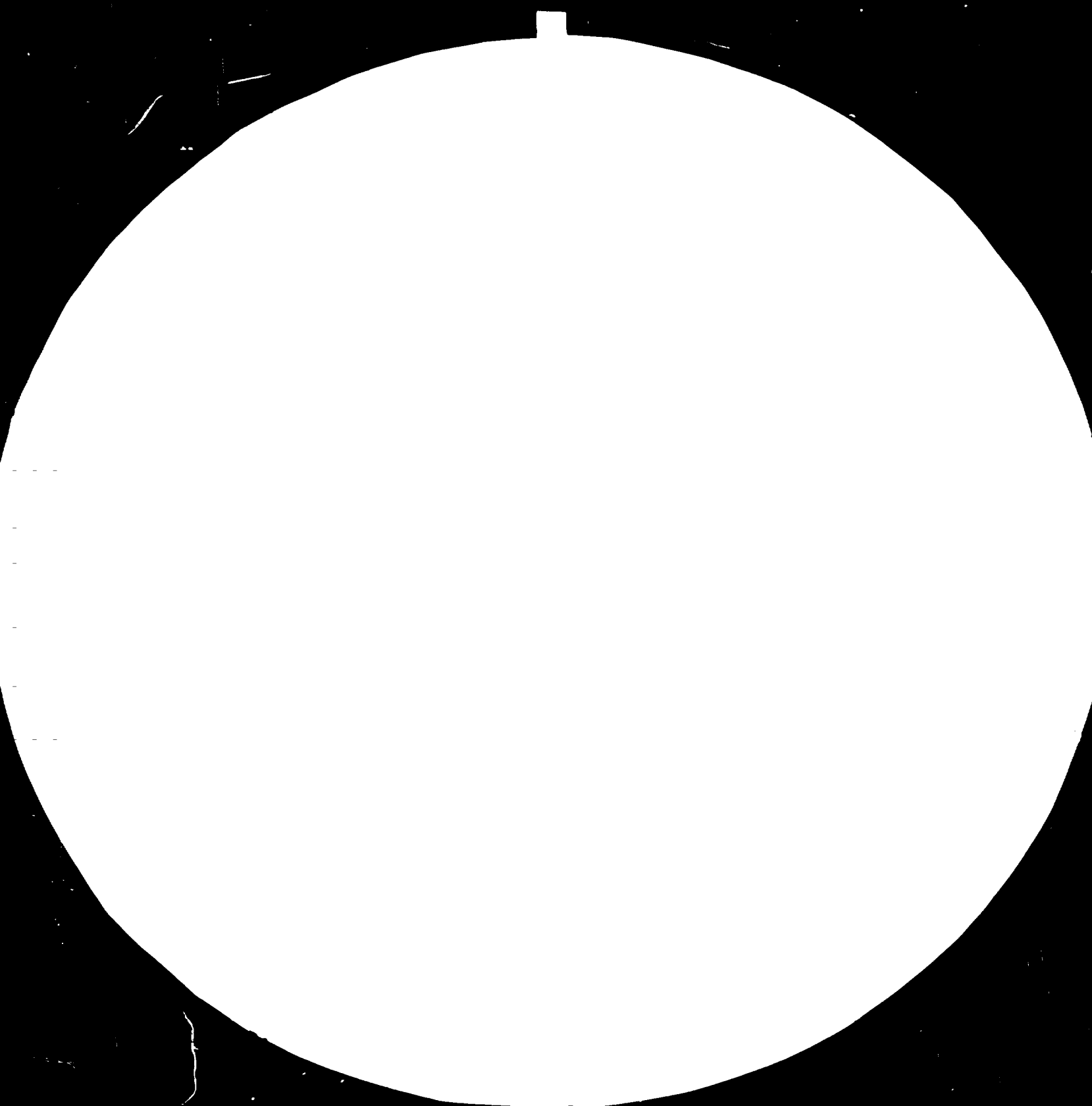
FAIR USE POLICY

Any part of this publication may be quoted and referenced for educational and research purposes without additional permission from UNIDO. However, those who make use of quoting and referencing this publication are requested to follow the Fair Use Policy of giving due credit to UNIDO.

CONTACT

Please contact publications@unido.org for further information concerning UNIDO publications.

For more information about UNIDO, please visit us at www.unido.org





3.2

4.5

6.3



MICROCOPY RESOLUTION TEST CHART

NATIONAL BUREAU OF STANDARDS
1963-A MICROCOPY RESOLUTION TEST CHART
ASTM 1010-61

5-9794

ORGANIZACION DE LAS NACIONES UNIDAS PARA EL DESARROLLO INDUSTRIAL

Serie "Desarrollo y transferencia de tecnología"

Núm. 13

MANUAL DE FERTILIZANTES



NACIONES UNIDAS

MANUAL DE FERTILIZANTES

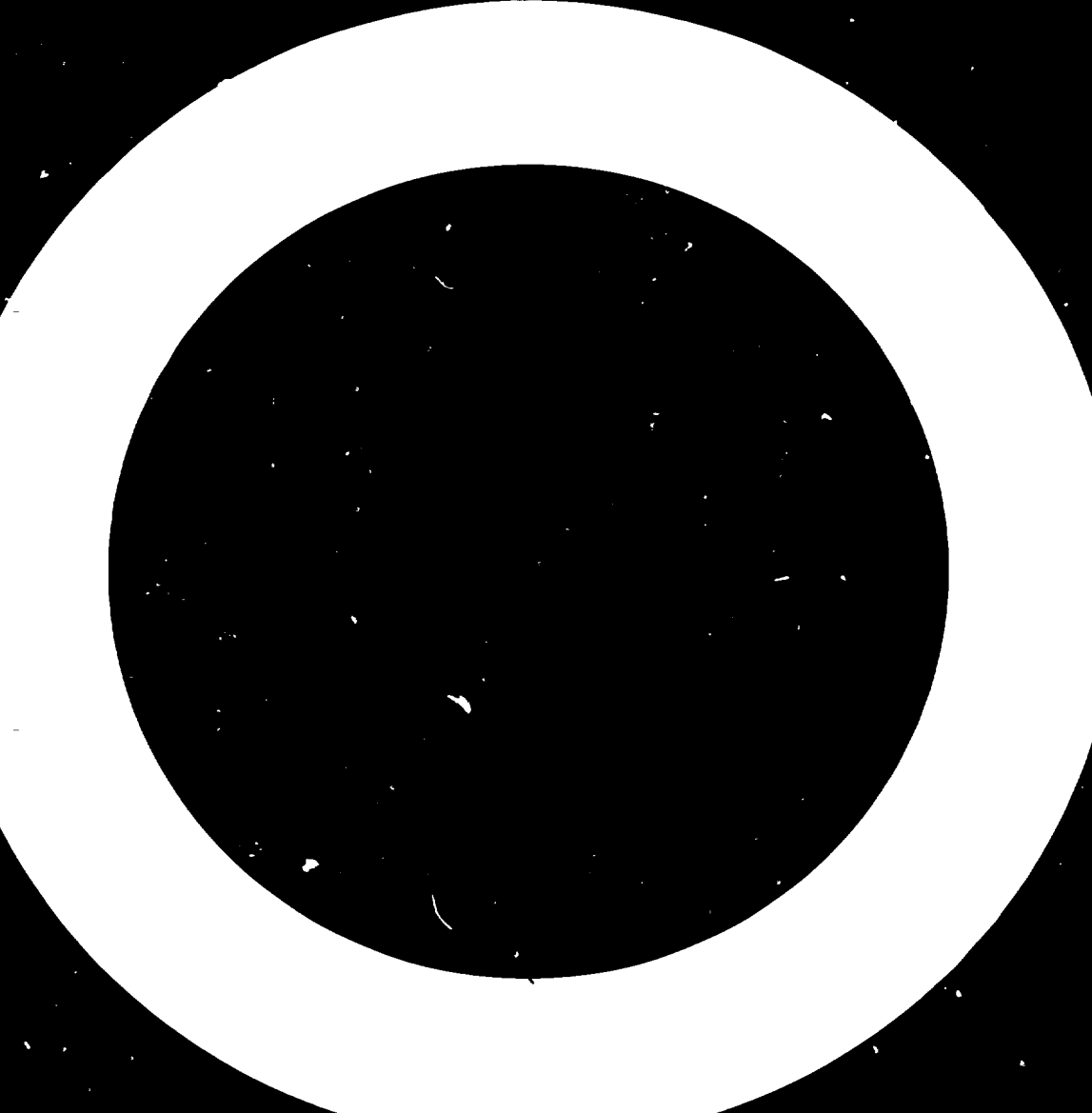
ORGANIZACION DE LAS NACIONES UNIDAS PARA EL DESARROLLO INDUSTRIAL
Viena

Serie "Desarrollo y transferencia de tecnología", núm. 13

MANUAL DE FERTILIZANTES



NACIONES UNIDAS
Nueva York. 1985



La descripción y clasificación de países y territorios en el presente estudio y la forma en que aparecen dispuestos los datos que contiene no implican, de parte de la secretaria de la ONUDI, juicio alguno sobre la condición jurídica de ninguno de los países, territorios, ciudades o zonas, o de sus autoridades, respecto de la delimitación de sus fronteras ni respecto de su sistema económico o grado de desarrollo.

La mención de empresas en el presente *Manual* no entraña juicio alguno sobre sus productos por parte de la Organización de las Naciones Unidas para el Desarrollo Industrial (ONUDI).

EL INTIB

El Banco de Información Industrial y Tecnológica (INTIB) —que funcionó en régimen experimental durante 1977-1978 y que, a partir de 1980, constituye una de las actividades corrientes de la ONUDI— es un servicio de información para los países en desarrollo, con la misión específica de ayudarles en el proceso de selección entre diversas alternativas tecnológicas. Conforme a su mandato, el INTIB abarca 20 sectores industriales de particular importancia para los países en desarrollo. Su cometido es doble: proporcionar información, en forma de perfiles tecnológicos impresos relativos a las alternativas disponibles, y elaborar y analizar información para responder a las diversas consultas que se le hacen.

Los usuarios a que se destinan los servicios del INTIB son ministerios de industria, institutos de planificación y desarrollo industrial, instituciones tecnológicas polivalentes, organismos que se ocupan de la transferencia de tecnología, y, claro está, empresas industriales; en resumen, todos aquellos que han de participar, asesorando o decidiendo, en la selección de tecnología.

Para obtener más amplia información sobre el INTIB y las actividades conexas basta solicitarla escribiendo a la dirección siguiente: Jefe de la Sección de Información Industrial, ONUDI, P.O. Box 300, A-1400 Viena (Austria).

Prefacio

La presente adición a la serie "Desarrollo y transferencia de tecnología", cuya publicación constituye un servicio del Banco de Información Industrial y Tecnológica (INTIB) de la Organización de las Naciones Unidas para el Desarrollo Industrial (ONUDI), se destina a reemplazar una publicación aparecida con igual título en 1967¹. Otros números de la serie que tratan de fertilizantes son el 8 ("Tecnologías de procesos para la fabricación de fertilizantes fosfatados") y el 9 ("Tecnologías de procesos para la fabricación de fertilizantes nitrogenados").

Este nuevo *Manual de Fertilizantes* ha sido preparado por el Centro Internacional de Desarrollo de Fertilizantes (CIDF), que ha recibido importantes aportaciones de la secretaria de la ONUDI. Con excepción del prefacio, el texto que aquí se reproduce es idéntico al que publica por separado dicho Centro, y no ha sido revisado por los servicios de edición de la secretaria de la ONUDI.

El fin que persigue el *Manual* es describir, en lenguaje claro y sencillo, todos los procesos importantes de producción de fertilizantes —asi como las exigencias, ventajas y desventajas de cada proceso— y dar algunos ejemplos de evaluaciones económicas. Comprende el *Manual* las cinco partes siguientes:

Parte primera — historia de los fertilizantes, perspectivas mundiales, función de los fertilizantes en la agricultura, materias primas, glosario de términos relacionados con los fertilizantes;

Parte segunda — producción y transporte de amoníaco y de todos los fertilizantes nitrogenados importantes;

Parte tercera — características de la fosforita, producción de ácido sulfúrico y de ácido fosfórico y de todos los fertilizantes fosfatados importantes, incluidos los nitrofosfatos y los fosfatos amónicos;

Parte cuarta — fertilizantes potásicos, fertilizantes compuestos; nutrientes secundarios y micronutrientes; fertilizantes de difusión regulada; propiedades físicas y químicas de los fertilizantes, y su determinación;

Parte quinta — planeamiento de una industria de fertilizantes, control de la contaminación, economía de la producción de fertilizantes, problemas que enfrenta la industria mundial de los fertilizantes.

Se presta especial atención a la economía de la producción de fertilizantes. Los datos básicos sobre costos corresponden a operaciones de fabricación en zonas industriales de Europa y de los Estados Unidos de América, ya que las circunstancias de los países en desarrollo varían mucho. Esto no obstante, se discuten casos y se dan ejemplos en los que se advierte en qué forma puede verse afectada la economía de los diversos procesos por las circunstancias propias de algunos países en desarrollo. Se dan estimaciones de costos lo suficientemente detalladas para que supongan una ayuda a quienes puedan desear adaptarlas a su propia situación.

En comparación con el *Manual* anterior¹, se ha dedicado una extensión mucho mayor a los fertilizantes fosfatados y a los compuestos. Se han añadido capítulos nuevos sobre los fertilizantes de difusión regulada y sobre las propiedades físicas y químicas de los fertilizantes. Los fertilizantes nitrogenados se han tratado con una extensión aproximadamente igual a la del manual anterior. Se han añadido dos nuevos capítulos sobre transporte y almacenamiento de amoníaco y sobre factores de interés para la elección entre fertilizantes nitrogenados. En general, sólo el 20% del nuevo manual puede considerarse como una revisión del antiguo; el 80% del texto es totalmente nuevo.

¹ *Manual de Fertilizantes* (ST/CID/15) (publicación de las Naciones Unidas, núm. de venta 67.11.8.1)

La preparación del *Manual* ha sido dirigida por Travis P. Hignett, consultor especial del CIDE que, además de actuar como principal revisor y editor, escribió todos los capítulos, con excepción de los siguientes: el capítulo III fue preparado por H. R. Tejeda, del CIDE; el capítulo X, por F. P. Achorn, de la Administración Autónoma del Valle del Tennessee (TVA); el capítulo XVIII, por R. C. Smith, de la AMAX, Inc.; el capítulo XXII, por George Hoffmeister, Jr., de la TVA; el capítulo XXIII y el capítulo XXVI (excepto la sección relativa a los módulos, plataformas y barcas, que es una aportación de C. J. Pratt, del Banco Mundial), por la secretaria de la ONUDI. Buena parte del capítulo V está tomada de un estudio sobre la situación de la industria de los fertilizantes en el mundo, preparado por la ONUDI en 1976.

Gran parte de la información estadística sobre la oferta y la demanda de fertilizantes ha sido proporcionada por la FAO.

Todos los capítulos han sido examinados, cuando aún estaban en la fase de borrador, por funcionarios de la secretaria de la ONUDI, que han formulado observaciones al respecto. Además, todos los capítulos han sido examinados por lectores críticos seleccionados de entre el personal de diversos fabricantes, asociaciones e institutos del mundo entero, la TVA, la FAO, el Banco Mundial y el propio CIDE. Con todo, las opiniones que los autores expresan no reflejan necesariamente las del CIDE ni las de la secretaria de la ONUDI.

Como era inevitable, tratándose de la preparación de una obra de esta magnitud, parte de la información que contiene resultará atrasada en relación con la fecha de publicación. Los lectores deben tener en cuenta que cuando los autores utilizan los términos "presente" o "corriente" se refieren —salvo que otra cosa se indique— al año 1978.

SIGLAS UTILIZADAS EN EL PRESENTE MANUAL

ADIFAL	Asociación para el Desarrollo de la Industria de los Fertilizantes en América Latina
AIF	Asociación Internacional de Fomento
ANDA	Associação Nacional para Difusão de Adubos
AOAC	Association of Official Agricultural Chemists (Asociación [estadounidense] de agroquímicos oficiales)
APEA	Association des Producteurs Européens d'Azote
ANSEA	Asociación de Naciones del Sudeste Asiático
ASTM	American Society for Testing Materials
BASF	Badische Anilin- und Soda-Fabrik
CEE	Comunidad Económica Europea
CESPAP	Comisión Económica y Social para Asia y el Pacífico
CIDF	Centro Internacional de Desarrollo de Fertilizantes
CIEI	Centro Internacional de Estudios Industriales
DSM	Dutch State Mines
FAI	Fertilizer Association of India
FAO	Organización de las Naciones Unidas para la Agricultura y la Alimentación
FCI	Fertilizer Corporation of India
FCIA	Foreign Credit Insurance Association
FIAC	Fertilizer Industry Advisory Committee
GUANOMEX	Guanos y Fertilizantes de México
ICI	Imperial Chemical Industries
IDCAS	Centro de Desarrollo Industrial para los Estados Arabes
IMI	Israel Mining Industries
IRRI	Instituto Internacional de Investigaciones sobre el Arroz
ISMA	Originalmente, "International Superphosphate Manufacturers Association"
NFDC	National Fertilizer Development Center (de la TVA)
NU	Naciones Unidas
OCDE	Organización de Cooperación y Desarrollo Económicos
OIT	Organización Internacional del Trabajo
OMVS	Organización para el Desarrollo del Río Senegal
ONUDI	Organización de las Naciones Unidas para el Desarrollo Industrial
OPEP	Organización de Países Exportadores de Petróleo
PEC	Société Potasse et Engrais Chimiques
SAI	Scottish Agricultural Industries
SBA	Société Belge de l'Azote
SELA	Sistema Económico Latinoamericano
TVA	(Tennessee Valley Authority) Administración Autónoma del Valle del Tennessee
UKF	Unie van Kunstmestfabrieken br
UNCTAD	Conferencia de las Naciones Unidas sobre Comercio y Desarrollo

ABREVIATURAS DE NOMBRES DE PAISES

EE.UU.	Estados Unidos de América
RDA	República Democrática Alemana
RFA	República Federal de Alemania
PPCh	República Popular de China
RU	Reino Unido
URSS	Unión de Repúblicas Socialistas Soviéticas

CLASIFICACION DE LOS PAISES

A efectos estadísticos, se utiliza la clasificación de países desarrollados y en desarrollo que aplican normalmente las Naciones Unidas, a saber:

Países desarrollados

Comprende los de América del Norte (Canadá y los Estados Unidos de América), Europa occidental, Europa oriental (incluida la URSS), Japón, Israel, Sudáfrica, Australia y Nueva Zelandia.

Países en desarrollo

Comprende los de América Latina (todos los países americanos no incluidos en "América del Norte"), Asia (salvo el Japón e Israel), África (excepto Sudáfrica), y Oceanía (salvo Australia y Nueva Zelandia). Turquía se incluye en Asia aunque, en parte, se encuentra en Europa.

Nota: El uso de nombres de países en relación con el de localidades determinadas no implica juicio alguno del CIDE sobre las fronteras de ningún país cuando se trate de fronteras en litigio. La expresión "Estados Unidos" denota los Estados Unidos de América.

Agrupación de los países en regiones:

Quando se hace referencia a una agrupación regional de países (por ejemplo, al "Oriente Medio"), esas agrupaciones se han tomado de una fuente de información que se indica. El empleo de tales agrupaciones no implica juicio alguno del CIDE sobre su validez ni entraña necesariamente que apruebe la designación del grupo de que se trate.

SIMBOLOS MATEMATICOS, ABREVIATURAS Y FACTORES DE CONVERSION UTILIZADOS EN ESTE MANUAL*

Monedas

\$	dólar de los Estados Unidos (salvo indicación contraria)
c	centavo = 0,01 dólares
mill	milésima de dólar = 0,001 dólares
R.	rupias

Medidas lineales

m	metro = 3,28 pies = 39,37 pulgadas
cm	centímetro = 0,01 metros = 0,3937 pulgadas
mm	milímetro = 0,001 metros
μ m	micra
km	kilómetro = 0,62 millas

Medidas de superficie

m ²	metro cuadrado = 10,76 pies cuadrados
cm ²	centímetro cuadrado = 0,155 pulgadas cuadradas
km ²	kilómetro cuadrado = 0,386 millas cuadradas
ha	hectárea = 10.000 metros cuadrados = 2,471 acres

*Factores para la conversión de unidades del sistema métrico en unidades del sistema anglosajón o del Sistema Internacional de Unidades (SI) o viceversa.

Medidas de peso

g	gramo = 0,032 onzas troy = 0,035 onzas avoirdupois
mg	miligramo = 0,001 gramos
μ g	microgramo = 0,000001 gramos
kg	kilogramo = 1.000 gramos = 2,205 libras
t	tonelada (métrica) = 1.000 kg = 2.205 libras = 1,102 toneladas cortas (Todas las "toneladas" del presente manual son toneladas métricas, salvo indicación contraria)
mol	molécula gramo. mol = el peso molecular de un compuesto, expresado en gramos

Medidas de volumen

m ³	metro cúbico = 35,34 pies cúbicos = 1.000 litros
cm ³	centímetro cúbico = 0,061 pulgadas cúbicas
l	litro = 0,264 galones EE.UU. = 1,057 cuartos de galón
barril (de petróleo)	= 42 galones = 159 litros
ml	mililitro = 1 centímetro cúbico, aproximadamente
Tcm	billón de metros cúbicos

Rendimientos, intensidades de aplicación

kg/ha	kilogramos por hectárea = 0,892 libras por acre
t/ha	toneladas por hectárea = 14,87 bushels de trigo o 15,93 de maíz por acre (El bushel es una medida de capacidad (35,24 litros), pero suele determinarse pesando el cereal y dividiendo por un peso tipo por bushel que es característico para cada cereal)

Peso por unidad de volumen (densidad)

peso específico	la relación entre el peso de una sustancia y el de igual volumen de agua a 4°C; es cantidad adimensional; numéricamente igual a la densidad expresada en g/cm ³
g/cm ³	gramos por centímetro cúbico = 62,43 libras por pie cúbico
kg/cm ³	kilogramos por metro cúbico = 0,0624 libras por pie cúbico
t/m ³	toneladas por metro cúbico = g/cm ³

Nota: los conceptos de densidad aparente, peso específico aparente y densidad real se definen en el capítulo XXII.

Concentraciones

g/l	gramos por litro
mg/m ³	miligramos por metro cúbico
μ g/m ³	microgramos por metro cúbico

Trabajo-energía-calor

cal	caloría = 4,184 julios (J)
kcal	kilocaloría = 1.000 cal = 3,968 unidades térmicas británicas (B.t.u.)
kJ	kilojulio = 0,239 cal
GJ	gigajulio = 10 ⁹ julios = 0,948 millones de B.t.u. = 0,239 millones de kcal

Potencia

W	vatio = 1 julio por segundo (J/s)
kW	kilovatio = 1.000 vatios (W) = 1,34 caballos de vapor ingleses (HP)
kWh	kilovatio hora = 3.413 B.t.u.

Valor calorífico por unidad de volumen o peso (también: calor de formación)

cal/g calorías por gramo = kilocalorías por kilogramo (kcal/kg) = 1,8 B.t.u. por libra = 4,187 J/g
kcal/m³ kilocalorías por metro cúbico = 0,1123 B.t.u. por pie cúbico
(Se utiliza para expresar el valor calorífico de los combustibles gaseosos; hay que indicar la temperatura y presión, que, en los trabajos científicos, suelen ser de 0°C y 1 atmósfera. En la industria del gas natural, las "circunstancias normales" son 60°F y 14,7 libras por pulgada cuadrada)

Presión

kg/cm² kilogramo por centímetro cuadrado = 14,7 libras por pulgada cuadrada
atm atmósfera = 14,7 libras por pulgada cuadrada = 1 kg/cm² (aproximadamente)
Torr milímetro de mercurio = 133,3 Pa = 0,0013 atm
psia presión absoluta, en libras por pulgada cuadrada
psig presión efectiva, en libras por pulgada cuadrada

Temperatura

°C grados Celsius o centígrados: °C × 1,8 + 32 = °F
°F grados Fahrenheit (°F - 32) 5/9 = °C

Capacidades o cadencias de producción

tpa toneladas por año
tpd toneladas por día
tph toneladas por hora

Nota: Salvo indicación contraria, las toneladas son métricas.

Otras abreviaturas

f.o.b. franco a bordo = costo en fábrica o en puerto, incluido el de las operaciones de carga en el buque u otro medio de transporte
pH logaritmo de la recíproca de la concentración de iones hidrógeno, en gramos por litro (pH = log 1/H⁺ g/l). Una solución con un pH de 7 es neutra; los valores de pH más bajos corresponden a soluciones ácidas, y los más altos a soluciones alcalinas
HRC humedad relativa crítica
GPL gas de petróleo licuado
GNL gas natural licuado
GNS gas natural sintético (o de sustitución)
AAT (catalizador) activo a altas temperaturas
ABT (catalizador) activo a bajas temperaturas
RDLI rendimiento de la inversión
BVC bajo valor calorífico (gas)
CCC capacidad de cambio catiónico

Designación abreviada de fertilizantes corrientes

Las abreviaturas de los nombres de los materiales fertilizantes corrientes y las definiciones de términos relacionados con los fertilizantes figuran en el capítulo IV.

Tamaño de partícula y series de tamices

Para comparar los tamaños correspondientes a las distintas series normalizadas de tamices puede utilizarse el cuadro 2 del capítulo XXII.

INDICE

Parte primera — Introducción y antecedentes

Capítulo	Página
I. HISTORIA DE LOS FERTILIZANTES QUIMICOS.....	3
A. Introducción	3
B. Fertilizantes químicos	4
1. Fertilizantes fosfatados	4
2. Fertilizantes nitrogenados	5
3. Fertilizantes potásicos	6
4. Otros nutrientes	6
5. Fertilizantes compuestos	7
6. Agricultura más intensiva	8
7. Análisis estadístico del aumento de la producción y del consumo de fertilizantes: 1950-1976.....	9
II. PERSPECTIVAS DE LA INDUSTRIA DE LOS FERTILIZANTES (1978-2000)	14
A. Introducción	14
B. Utilización de fertilizantes	15
C. Producción de fertilizantes	16
1. Valor de la producción.....	17
2. Materias primas	18
3. Materiales fertilizantes orgánicos	18
4. Localización de las fábricas de fertilizantes.....	19
5. Comercialización	19
6. Financiación	20
7. Mano de obra	21
8. Control de la contaminación.....	21
D. Políticas de los gobiernos y de los organismos internacionales	22
III. FUNCION DE LOS FERTILIZANTES EN LA AGRICULTURA	24
A. Introducción	24
1. Contribución de los fertilizantes a la producción agrícola	25
2. Efecto de los fertilizantes en la producción agrícola	27
3. El suelo.....	27
4. Nutrientes de los fertilizantes	33
5. Influencia de la variedad vegetal y de las prácticas de cultivo	35
6. Relación humedad/respuesta del fertilizante	36
B. Economía del uso de fertilizantes	37
1. Economía de producción	37
2. Otras consideraciones.....	40
3. Aspectos correspondientes a la política de fertilizantes	40
Referencias	42
IV. NOCIONES GENERALES Y DEFINICIONES	44
A. Fertilizantes: definición general	44
1. Fertilizantes asimilables	44

2. Reglamentación del comercio de fertilizantes	45
3. Expresión de los contenidos en nutrientes de las plantas referida al óxido o al elemento	46
4. Definición de algunos términos de la industria de los fertilizantes	46
V. MATERIAS PRIMAS PARA LA PRODUCCION DE FERTILIZANTES: NECESIDADES Y RESERVAS	50
A. Estimación de las necesidades de materias primas	51
B. Disponibilidad y fuentes de materias primas	51
1. Materias primas para la producción de amoníaco	52
2. Fosforita	55
3. Azufre	56
4. Potasa	58
5. Otras materias primas	59
6. Agua	59
Referencias	60

Parte segunda — Fertilizantes nitrogenados

VI. PRODUCCION DE AMONIACO	67
A. Historia de la síntesis del amoníaco	67
B. Procesos de reformación con vapor	69
1. Datos termoquímicos	69
2. Materias primas para los procesos de reformación con vapor	71
3. Tecnología del proceso de reformación con vapor	76
C. Proceso de oxidación parcial con materia prima de hidrocarburo	85
D. Procesos para la producción de amoníaco a partir de la hulla	87
E. Producción de amoníaco a partir de hidrógeno electrolítico	89
F. Economía de la producción de amoníaco	91
1. Capital necesario	91
2. Estimaciones de costos de producción y del precio de fábrica	94
3. Economía de las plantas de amoníaco pequeñas	100
Referencias	101
VII. TRANSPORTE Y ALMACENAMIENTO DEL AMONIACO	103
A. Introducción	103
B. Almacenamiento del amoníaco	104
C. Transporte del amoníaco	106
1. Transporte marítimo	106
2. Transporte en barcazas	107
3. Transporte por tubería	109
4. Transporte por ferrocarril	112
5. Transporte de amoníaco anhidro en camión	113
6. Comparación de los diversos métodos de transporte de amoníaco	115
Referencias	116
VIII. SALES AMONICAS, ACIDO NITRICO Y NITRATOS	117
A. Introducción	117
B. Sulfato amónico	117
1. Propiedades del sulfato amónico	117

<i>Capítulo</i>	<i>Página</i>
2. Métodos de producción	117
3. Tecnología de la cristalización	118
4. Especificaciones químicas y físicas	119
5. Detalles de producción	119
6. Almacenamiento y manipulación	125
C. Cloruro amónico	125
1. Información general	125
2. Propiedades del cloruro amónico	126
3. Métodos de producción	126
D. Acido nítrico	129
1. Antecedentes	129
2. Propiedades del ácido nítrico	130
3. Oxidos de nitrógeno	130
4. Consideraciones químicas y teóricas sobre la producción de ácido nítrico a partir de amoniaco	131
5. Consideraciones referentes a la producción	133
6. Diferencias de rendimiento técnico y económico	142
7. Materiales de construcción	143
E. Nitrato amónico	143
1. Propiedades del nitrato amónico	144
2. Peligros del nitrato amónico	144
3. Métodos de producción	147
4. Procesos de acabado	148
5. Regulación de la contaminación	150
F. Nitrato sódico	151
1. Consideraciones generales	151
2. Usos principales	151
3. Propiedades del nitrato sódico	151
4. Métodos de producción	151
5. Almacenamiento	153
G. Nitrato potásico	153
H. Nitrato cálcico	153
1. Información general	153
2. Propiedades del nitrato cálcico	153
3. Métodos de producción	153
4. Almacenamiento	154
Referencias	154
IX. UREA	156
A. Introducción	156
Propiedades de la urea	157
B. Procesos de producción	158
1. Variables en juego	158
2. Métodos de paso único y de reciclamiento parcial	159
3. Procesos de reciclamiento total	160
C. Procesos de acabado de la urea	167
1. Granulación en perdigones	167
2. Granulación en bandeja de la TVA	168
3. Granulación en bandeja de la Norsk Hydro	169
4. Granulación "Spherodizer" de la C & I Girdler	171
5. Proceso de urea granular de la Fisons	171
6. Granulación en lecho de canaleta	171
7. Conversión de la granulación en perdigones a la ordinaria	172

<i>Capítulo</i>	<i>Página</i>
8. Recuperación de polvos, humos y vapores	172
9. Influencia del proceso de acabado en el contenido en biuret	172
10. Costo comparativo de la granulación ordinaria y la granulación en perdigones	173
11. Acondicionamiento	174
D. Necesidades del proceso	174
Referencias	175
X. PRODUCCION, PROPIEDADES Y USO DE LAS SOLUCIONES DE NITROGENO Y USO DEL AMONIACO ANHIDRO EN APLICACION DIRECTA	176
A. Introducción	176
B. Uso del amoniaco anhidro	177
1. Operaciones al por menor	178
2. Aplicación del amoniaco anhidro	180
3. Precauciones para el manejo del amoniaco	183
C. Soluciones de nitrógeno "sin presión"	183
1. Producción de soluciones de urea-nitrato amónico	186
2. Aplicación y uso	188
D. Agua amoniaca	189
E. Soluciones con presión	191
Empleo de las soluciones de nitrógeno con presión	191
F. Resumen	192
Referencias	193
XI. FACTORES DE INTERES PARA LA ELECCION ENTRE FERTILIZANTES NITROGENADOS	194
A. Introducción	194
B. Consideraciones agronómicas	194
C. Propiedades físicas y seguridad de manejo	196
D. Consideraciones de orden fabril	196
E. Consideraciones económicas	197
F. Costo y precio de fábrica estimados de la urea, el nitrato amónico y el sulfato amónico	198
1. Costo estimado de la producción de urea	198
2. Costo estimado de la producción de nitrato amónico	201
3. Costo estimado de la producción de sulfato amónico	204

Parte tercera — Fertilizantes fosfatados

XII. FOSFORITA Y ACIDO SULFURICO	209
A. Introducción	209
B. Fosforita	209
1. Fosfatos apatíticos	210
2. Fosfatos aluminicos	211
3. Minerales accesorios	211
4. Propiedades físicas	211
5. Factores que influyen en el potencial económico	211
6. Aplicación directa de la fosforita	212
7. Métodos de medición de la reactividad de la fosforita	213
8. Fosfato aluminico calcinado	216

<i>Capítulo</i>	<i>Página</i>
C. Acido sulfúrico	217
1. Obtención de ácido sulfúrico a partir del azufre elemental	218
2. Producción de ácido sulfúrico a partir de piritas o de operaciones de fundición ...	223
3. Producción de ácido sulfúrico a partir de sulfato cálcico	225
Referencias	228
XIII. ACIDO FOSFORICO	229
A. Introducción	229
B. Producción de ácido fosfórico mediante procesos de via húmeda en que se utiliza el ácido sulfúrico	229
1. Química del proceso	229
2. Calor liberado en la reacción	230
3. Tipos de procesos	230
4. Descripción del proceso	231
5. Economía de la producción de ácido fosfórico	245
6. Embarques de ácido fosfórico	248
7. Utilización del yeso subproducto	250
8. Utilización del flúor	254
9. Purificación del ácido fosfórico	254
C. Producción de ácido fosfórico utilizando ácidos distintos del sulfúrico	255
1. Disolución y separación mecánica del residuo insoluble	256
2. Contacto líquido-líquido	256
3. Concentración del ácido	257
4. Recuperación de disolvente de la salmuera de cloruro de calcio gastada	257
5. Materiales de construcción	257
6. Calidad del ácido fosfórico obtenido por el método del HCl	257
7. Inversión de capital	257
8. Necesidades del proceso	258
D. Producción de ácido fosfórico por el proceso al horno eléctrico	259
E. Producción de ácido fosfórico en horno de soplado	262
Referencias	263
XIV. FERTILIZANTES DERIVADOS DEL ACIDO FOSFORICO	265
A. Superfosfato triple (SFT)	265
1. Producción de superfosfato triple no granular	266
2. Granulación directa del superfosfato triple	268
B. Fosfatos amónicos	270
Polifosfato amónico	275
C. Otros fertilizantes obtenidos a partir del ácido fosfórico	277
1. Fosfosulfatos amónicos	277
2. Fosfocloruro amónico	278
3. Fosfonitrato amónico (FNA)	278
4. Urea-fosfato amónico (UFA)	279
D. Empleo del ácido fosfórico en los procesos de granulación	280
E. Aplicaciones diversas del ácido fosfórico para la producción de fertilizantes	281
F. Economía de producción del SFT, el DAP y el MAP	281
Referencias	284
XV. NITROFOSFATOS	286
A. Química de los procesos de nitrofosfato	286

<i>Capítulo</i>	<i>Página</i>
B. Eliminación del nitrato cálcico	286
1. Eliminación del calcio por intercambio iónico	288
2. Eliminación del calcio por adición de sulfato	288
C. Adición de ácido fosfórico o de fosfato soluble	289
D. Tecnología de los procesos de nitrofosfato	290
1. Selección de la fosforita	290
2. Extracción	291
3. Eliminación del nitrato cálcico	292
4. Amonificación	292
5. Procesos de acabado	292
6. Algunos otros procesos de nitrofosfato	293
E. Evaluación económica de los procesos de nitrofosfato	293
Referencias	296
XVI. OTROS FERTILIZANTES FOSFATADOS	298
A. Superfosfato simple	298
1. Idoneidad de la fosforita	298
2. Química del SFS	299
3. Métodos de producción	299
B. Superfosfato reforzado	302
C. Escoria básica	303
D. Fosfatos potásicos	303
E. Harina de huesos	304
F. Fosfato cálcico-magnésico fundido	304
G. Fosforita desfluorada	305
H. Fosfato de Renania	305
I. Metafosfato cálcico	306
J. Fosfato dicálcico	306
K. Fosfatos magnésicos	306
Referencias	307
XVII. FACTORES A CONSIDERAR PARA LA ELECCION DE FERTILIZANTES FOSFATADOS	308
Ejemplo de estudio económico	309

Parte cuarta — Fertilizantes potásicos y otros fertilizantes

XVIII. FERTILIZANTES POTASICOS	315
A. Introducción	315
B. Importancia agronómica e industrial de la potasa	315
C. Mineralogía de los minerales de potasa	316
D. Reservas mundiales de potasa	317
1. Canadá	318
2. Estados Unidos	319
3. Centroamérica	320
4. Sudamérica	320
5. África	320
6. Oriente Medio	320

<i>Capítulo</i>	<i>Página</i>
7. Europa	321
8. URSS	322
9. Asia	322
F. Extracción	322
1. Extracción con pozos y galerías	323
2. Extracción por solución	323
3. Recuperación de la salmuera	324
F. Beneficio — Refinado	324
1. Beneficio de minerales de silvinita	324
2. Beneficio de las salmueras y minerales de carnalita	327
3. Beneficio y utilización de los minerales de sulfato	328
4. Producción de sulfato potásico mediante procesos térmicos	330
5. Producción de nitrato potásico	331
G. Eliminación de desechos	332
H. Potasa de calidad química	333
I. Tamaño de partícula de la potasa	333
1. Diferencia de precios según calidad y tamaño	335
2. Granulación de las sales potásicas	336
J. Capacidades mundiales de producción de potasa	339
K. Precios y costos de producción	339
L. Comercio mundial de potasa	342
M. Consumo mundial de potasa	343
Referencias	345
XIX. FERTILIZANTES COMPUESTOS	346
A. Selección de calidades	346
B. Proceso de fabricación de fertilizantes compuestos	347
1. Mezclado de fertilizantes en seco	348
2. Granulación de mezclas secas	349
3. Granulación de materiales secos con adición de materiales que reaccionan químicamente	352
4. Granulación a partir de lechada	356
5. Proceso de granulación a partir de una masa fundida	357
6. Granulación en perdigones de los fertilizantes compuestos	360
7. Mezcla a granel	363
8. Producción de fertilizantes compuestos fluidos	367
C. Economía de la producción de fertilizantes compuestos	373
Referencias	375
XX. NUTRIENTES SECUNDARIOS Y MICRONUTRIENTES	377
A. Nutrientes secundarios	377
1. Calcio y magnesio	377
2. Azufre	379
3. Incorporación de nutrientes secundarios a los fertilizantes granulados	380
4. Adición de nutrientes secundarios a los fertilizantes líquidos	381
5. Adición de nutrientes secundarios a las suspensiones de fertilizantes	381
B. Micronutrientes	381
1. Adición de micronutrientes a los fertilizantes granulares	382
2. Adición de micronutrientes a los fertilizantes líquidos	384
C. Otros elementos útiles	385
Referencias	386

<i>Capítulo</i>	<i>Página</i>
XXI. FERTILIZANTES DE DIFUSION REGULADA	388
A. Fertilizantes fosfatados de difusión regulada	388
B. Fertilizantes nitrogenados de difusión regulada	388
1. Materiales ligeramente solubles	389
2. Sulfato de guanil urea (SGU) y fosfato de guanil urea (FGU)	390
3. Materiales solubles recubiertos	391
4. Inhibidores de la nitrificación	394
C. Fertilizantes potásicos de difusión regulada	395
D. Conclusiones	396
Referencias	396
 XXII. PROPIEDADES FISICAS Y QUIMICAS DE LOS FERTILIZANTES Y METODOS PARA SU DETERMINACION	 397
A. Introducción	397
B. Tamaño de partícula	397
1. Influencia sobre la respuesta agronómica	397
2. Influencia sobre las propiedades de almacenamiento y manutención	398
3. Influencia de las propiedades de mezcla	399
4. Procedimientos de análisis por tamizado	401
C. Propiedades de segregación	404
1. Segregación debida a la vibración	404
2. Segregación debida a la fluencia (conificación)	405
3. Segregación por acción balística	406
4. Medidas para combatir la segregación de los fertilizantes mezclados	407
D. Dureza del gránulo	407
1. Resistencia al aplastamiento	407
2. Resistencia a la abrasión	409
3. Resistencia al choque	410
E. Densidad aparente	411
F. Angulo de talud natural	411
G. Peso específico aparente	411
H. Humedad relativa crítica	413
1. Método directo	414
2. Método del isoteniscopeo	416
3. Método del higrómetro eléctrico	416
4. Técnica de la línea de vacío	417
5. Cromatografía gaseosa	417
6. Influencia de la temperatura	417
I. Velocidad e influencia de la absorción de humedad	417
1. Ensayo, en laboratorio, de absorción-penetración	418
2. Ensayo de montones pequeños	419
3. Protección del material almacenado a granel	420
4. Ensayos de sembrabilidad	420
5. Determinación en laboratorio de las características de fluidez	421
J. Apelmazamiento de los fertilizantes	422
1. Influencia del grado de humedad	423
2. Influencia del tamaño y de la dureza de las partículas	424
3. Influencia de los "acondicionadores"	424
4. Influencia de la temperatura de almacenamiento	426
5. Influencia de la presión de almacenamiento	426
6. Influencia del curado	427

<i>Capítulo</i>	<i>Página</i>
7. Ensayos de almacenamiento en sacos grandes	427
8. Ensayos de almacenamiento con sacos pequeños	429
9. Ensayos acelerados de apelmazamiento	429
K. Compatibilidad química de las mezclas	431
L. Tendencia a la formación de polvo y adherencia del acondicionador	432
1. Diseño de los tambores de acondicionamiento	433
2. Medición de la pulverulencia o de la adherencia del acondicionador	433
3. Empleo de agentes antipolvo	436
M. Punto de fusión	436
N. Acidez y basicidad fisiológica de los fertilizantes	437
1. Métodos de determinación de la acidez y de la basicidad	438
2. Limitaciones de los valores de acidez o basicidad indicados	439
O. Índice de salinidad	440
1. Método de determinación	440
2. Significación de los resultados	440
3. Utilidad del índice de salinidad	441
Referencias	442

Parte quinta — Planificación y economía

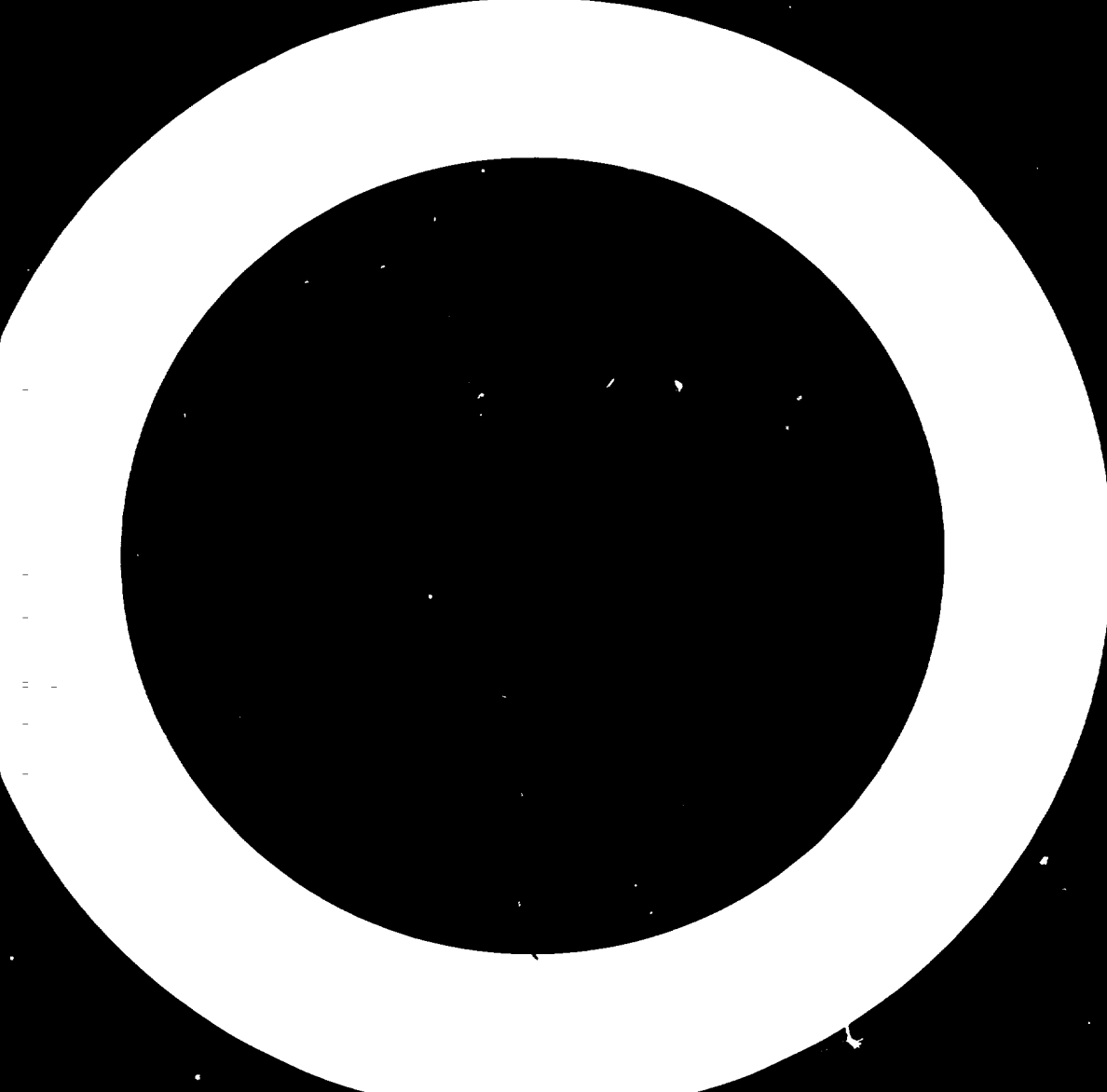
XXIII. CONTROL DE LA CONTAMINACION Y OTROS FACTORES AMBIENTALES	449
A. Introducción	449
B. Efluentes gaseosos	450
1. Amoníaco	450
2. Oxidos de nitrógeno	450
3. Los óxidos de azufre y la neblina sulfúrica ácida	451
4. Fluoruros gaseosos	452
5. Neblinas, humos, vapores y polvos	453
6. Nitrato amónico	453
7. Urea	453
C. Efluentes líquidos	454
1. Fertilizantes nitrogenados y productos intermedios	454
2. Fertilizantes fosfatados	456
3. Efluentes de la caldera y de la torre de refrigeración	457
4. Potasa	457
D. Residuos sólidos	458
1. Yeso	458
2. Nitrato de calcio y carbonato de calcio	458
3. Trióxido de arsénico	458
4. Catalizador de vanadio agotado	459
E. Tendencias registradas en el control de la contaminación y en la legislación correspondiente	459
1. Países desarrollados	459
2. Países en desarrollo	459
3. Función de la ONUDI	460
F. Establecimiento de plantas en terreno "virgen" en países en desarrollo	460
1. Especificaciones técnicas a estipular en los contratos de ingeniería	460
2. Estudios sobre el medio ambiente	461
G. Aspectos económicos de los costos del control de la contaminación	462
Referencias	463

<i>Capítulo</i>	<i>Página</i>
XXIV. PLANIFICACION DEL DESARROLLO DE LA INDUSTRIA DE LOS FERTILIZANTES	464
A. Introducción	464
B. Estimaciones de la demanda y de los requisitos	464
C. Comercialización	465
D. Recursos naturales	465
E. Tipos de instalaciones de producción de fertilizantes	465
Desarrollo del sistema de comercialización y distribución	466
F. Política gubernamental	467
G. Leyes y reglamentos oficiales	468
H. Ubicación de la fábrica	468
Referencias	469
XXV. ECONOMIA DE LA FABRICACION DE FERTILIZANTES	470
A. Supuestos utilizados en la estimación de costos	470
B. Supuestos para la estimación de costos de producción	472
1. Costos relacionados con el capital	472
2. Utilización de la capacidad	472
3. Costos relacionados con la mano de obra	472
4. Costos de las materias primas	473
5. Servicios	473
6. Otros costos	473
7. Costos de los sacos	473
C. Requisitos de los procesos	474
D. Fertilizantes nitrogenados	474
1. Amoníaco	474
2. Complejos de urea-amoniaco	478
3. Acido nítrico y nitrato amónico	480
E. Fertilizantes fosfatados	482
1. Acido sulfúrico	482
2. Acido fosfórico	483
3. SFT, DAP y MAP	484
4. Complejos basados en los fosfatos	484
F. Otros productos fertilizantes	486
XXVI. PROBLEMAS QUE ENFRENTA LA INDUSTRIA DE LOS FERTILIZANTES EN EL AMBITO MUNDIAL	487
A. Necesidad de aumentar la producción de fertilizantes	487
B. Dificultades de infraestructura	488
C. Demoras en la construcción y puesta en producción de proyectos de fertilizantes	489
D. Plena utilización de las capacidades existentes	489
E. Procedimientos de contratación	490
F. Crecientes costos de capital y de materias primas	491
G. Financiación	491
H. Indole ciclica de los precios de los fertilizantes en el mundo	492
I. Transferencia de tecnología y know-how	492
J. Cooperación regional y subregional	492
Cooperación regional	493

K. Adelantos futuros que pueden reducir el costo de las plantas de fertilizantes o la cantidad de fertilizantes requerida	493
1. Nuevos métodos para la gasificación o licuación de la hulla	493
2. Otros combustibles fósiles	493
3. Energía nuclear	494
4. Energía de las corrientes oceánicas	494
5. Mejor aprovechamiento de los desechos orgánicos	494
6. Fijación biológica del nitrógeno	494
7. Fijación enzimática o catalítica del nitrógeno	494
8. Uso más eficaz de los fertilizantes nitrogenados	494
9. Plantas de fertilizantes prefabricadas o por módulos	494
L. Conclusión	498
Referencias	499

Parte primera

INTRODUCCION Y ANTECEDENTES



I. Historia de los fertilizantes químicos

A. Introducción

Desde los tiempos más remotos, los hombres han puesto siempre gran empeño en conseguir mayores cosechas añadiendo a las tierras diversas sustancias minerales y orgánicas. Pero ese empeño se abordaba antiguamente de modo harto empírico que no ha cambiado sino en los últimos 200 o 300 años al descubrirse, por puro azar o mediante probaturas, que, con la aplicación al suelo vegetal de diversos desechos orgánicos o sustancias minerales, el crecimiento de las plantas mostraba una mejora espectacular. Así ocurrió, por ejemplo, al añadir estiércol, huesos molidos, ceniza de leña, salitre y yeso. Ahora bien: los resultados no eran predecibles, pues el mismo tratamiento que en un campo determinado resultaba provechoso podía, en otro campo, no surtir efecto alguno, o incluso resultar perjudicial.

De las dificultades con que tropezaban los primeros científicos puede dar idea el relato que hace van Helmont del experimento que efectuó, en Bélgica, en el siglo XVII:

"En una vasija de barro puse 200 libras de tierra vegetal secada al horno, que luego humedeci con agua de lluvia; a continuación introduje en esa tierra un retoño de sauce que pesaba 5 libras. A los 5 años justos, el árbol había crecido y pesaba 169 libras y 3 onzas. Pero el caso es que la vasija sólo había recibido agua de lluvia o agua destilada para humedecerla cuando era necesario. Al final, desequé la tierra una vez más y obtuve las mismas 200 libras con que había empezado menos unas 2 onzas. Por lo tanto, las 164 libras más de peso que arrojaban ahora la madera, la corteza y las raíces procedían solamente del agua."

Van Helmont consideraba que esa pérdida de 2 onzas en el peso de la tierra quedaba dentro del campo de error experimental. Puesto que sólo se había añadido agua, y el aire que circundaba a la planta no tenía, al parecer, peso alguno, su conclusión de que todo el aumento de peso procedía del agua parecía lógica. Por aquel entonces predominaba la teoría de Aristóteles, que creía que toda la materia estaba compuesta de cuatro elementos: tierra, aire, fuego y agua.

Otros científicos observaron el efecto estimulante de diversos materiales. En 1660, Digby afirmaba:

"Con ayuda de salitre ordinario, he logrado que el suelo más pelado aventaje al más rico dando una cosecha prodigiosamente abundante."

Al ir progresando la ciencia química y descubrirse más elementos químicos, los científicos empezaron a interesarse por determinar la composición química de las plantas. A principios del siglo XIX se halló que las sustancias vegetales estaban constituidas principalmente por carbono, hidrógeno y oxígeno; el hidrógeno y el oxígeno podían proceder del agua, pero ¿de dónde venía el carbono? Esto condujo a la teoría del humus según la cual los materiales animales y vegetales que se descomponían en el suelo vegetal aportaban el carbono y constituían junto con el agua, el verdadero alimento de las plantas. Aunque no tardó en probarse que las plantas obtienen la mayor parte de su carbono del dióxido de carbono presente en la atmósfera, la teoría del humus persistió, con ligeras variantes, durante muchos años.

Al irse identificando cada vez más elementos químicos, los científicos empezaron a interesarse por determinar la cantidad y la importancia relativa de los diversos elementos minerales contenidos en las plantas. Al principio, se pensó que la importancia de un elemento era proporcional a la cantidad contenida en la planta, teoría que pronto quedó desacreditada.

El que sentó las bases de la moderna industria de los fertilizantes, a partir de 1840, fue Liebig, que señaló con insistencia el valor de los elementos minerales que las plantas obtenían del suelo en su proceso de nutrición, y la necesidad de reponer esos elementos para mantener la fertilidad de las tierras. Liebig reconoció el valor del nitrógeno, pero pensó que las plantas podían obtenerlo del aire. Imaginaba Liebig una industria de fertilizantes en la que nutrientes tales como los fosfatos, la cal, la magnesia y la potasa se preparasen en fábricas de productos químicos; y recomendaba que se tratasen los huesos con ácido sulfúrico para facilitar la asimilación del fosfato.

Tan importante quizá como la influencia de la aportación científica de Liebig fue la de su filosofía, que expresaba así:

"Una agricultura perfecta es la verdadera base del comercio y de la industria, la base en que se asienta la riqueza de las naciones. No cabe, empero, establecer un sistema agrícola racional si

no se aplican los principios de la ciencia, pues tal sistema ha de estribar en un conocimiento exacto de los medios de nutrición de los vegetales, conocimiento que hemos de buscar por el camino de la química."

Liebig propuso la llamada "ley del mínimo" que, no obstante su falta de exactitud cuantitativa, continúa siendo un concepto útil. Postula dicha ley que, si falta o escasea, en forma utilizable, uno de los elementos nutritivos del suelo o del aire, el crecimiento será precario aunque los demás elementos abundan. Si se suministra el elemento deficitario, el crecimiento aumentará en proporción a la cantidad suministrada hasta que se llegue al punto en que el suministro de ese elemento deje de ser el factor limitativo. Continuar suministrándolo por encima de ese punto no sirve de nada, puesto que ahora algún otro elemento escaso pasará a ser el factor limitativo.

El concepto en que estriba la ley del mínimo ha ido modificándose a medida que se advertía que otros elementos eran también esenciales para la nutrición de las plantas; y se ha hecho extensivo a otros factores tales como la humedad, la temperatura, la presencia de insectos, las malas hierbas, la luz, la densidad de la población vegetal, y la capacidad genética de las diversas variedades de plantas. En efecto, los más recientes progresos de la agricultura han consistido principalmente en identificar sucesivos factores limitativos y en corregirlos. Aunque no es posible definir el punto preciso en que un elemento deja de ser factor limitativo y otro ocupa su lugar, se dan muchas situaciones en las que un elemento que antes no influía en los rendimientos pasa a ser importante tan pronto como se efectúa la fertilización con cantidades adecuadas de otros elementos. Así, pues, es probable que el logro de rendimientos óptimos requiera una compleja mezcla de nutrientes en combinación con varios otros insumos.

Aunque los preceptos de Liebig tuvieron amplia aceptación, durante muchos años florecieron también otras teorías. Por ejemplo, un jefe del Servicio de Edafología del Ministerio de Agricultura de los Estados Unidos de América mantenía, recién estrenado el siglo XX, que el suelo vegetal era un recurso inagotable que, bien administrado, podría suministrar eternamente cuantos elementos minerales se necesitasen. Opinaba que, mediante sistemas racionales de cultivo, la rotación de cosechas y la prevención de la erosión se resolverían todos los problemas de fertilidad. Sostenía también que los efectos benéficos que el empleo de fertilizantes surtía se debían a la neutralización o destrucción de sustancias tóxicas existentes en el suelo vegetal; y que para lograr esos efectos era mejor recurrir a la rotación de cultivos y a la labranza.

Desde luego, la mayoría de los suelos contienen elementos minerales en abundancia que resulta sobrada en comparación con las necesidades anuales de los cultivos. Pero es el caso que muchos de esos minerales no pueden ser asimilados con facilidad. Si no se añade fertilizante, los rendimientos se reducen tarde o temprano hasta aproximarse a un nivel mínimo que no basta para compensar el trabajo del agricultor ni para atender a las necesidades mundiales de alimentos.

B. Fertilizantes químicos

1. Fertilizantes fosfatados

El primer fertilizante fosfatado considerado como tal —los huesos molidos— se utilizó mucho en Europa a comienzos del siglo XIX. Cuando llegaron a escasear los huesos de animales, se recogieron huesos humanos de los campos de batalla o de los cementerios. El tratamiento de los huesos con ácido sulfúrico empezó hacia 1830 y fue pronto práctica corriente. Se utilizaba ácido diluido, y el producto era una lechada que se distribuía en barriletes. A veces se añadían sales potásicas y sulfato amónico o nitrato sódico, produciéndose así los primeros fertilizantes mixtos en forma líquida.

Hacia 1840 se echó de ver que, tratando la fosforita con ácido sulfúrico, se obtenía un fertilizante fosfatado eficaz al que se llamó superfosfato.

En 1842, Lawes inició, en Inglaterra, la primera producción comercial exitosa de superfosfato. El ejemplo de Lawes tuvo imitadores, y para 1853 había 14 fabricantes en el Reino Unido y varios en otros países. Y, conforme a otros datos, en 1870 el número de fábricas que funcionaban en el Reino Unido ascendía a 80.

Muchas de las primeras fábricas eran rudimentarias: la fosforita molida y el ácido sulfúrico se mezclaban manualmente en unas tinajas, utilizando palas o azadas. Sin embargo, en 1862 Lawes ya utilizaba una mezcladora continua con una capacidad de 100 toneladas por día. Algunas fábricas modernas producen 1.000 o más tpd, pero en general se prefieren las instalaciones pequeñas que atiendan con su producción las comarcas circundantes respectivas, pues rara vez resulta económico transportar a larga distancia el mineral pobre.

La historia de la producción del superfosfato concentrado o triple está vinculada a la de la producción de ácido fosfórico. La primera producción comercial conocida se remonta al decenio de 1870 a 1880 en Alemania, donde se pretendía utilizar una fosforita pobre con alto contenido en hierro y aluminio. Mediante extracción y filtra-

ción del mineral por cargas se obtenía ácido fosfórico muy diluido que se concentraba luego por evaporación. El ácido se utilizaba para acidular más fosforita. Pronto se construyeron otras fábricas en Europa y América. Con todo, la mayoría de estas fábricas eran pequeñas, y gran parte del producto se utilizaba para la clarificación del azúcar más que para la producción de fertilizantes.

El superfosfato triple no cobró importancia como material fertilizante hasta el decenio 1950-1960. A diferencia del superfosfato ordinario, el superfosfato triple contiene más fosfato que la fosforita de partida, por lo que conviene producirlo cerca de la fuente de fosforita y en fábricas grandes, enviando el producto a las plantas de mezclado de ámbito local o a los agricultores.

En cuanto al fosfato amónico, aunque hacía tiempo que se conocían sus propiedades de fertilizante eficaz, y de cuando en cuando se habían producido pequeñas cantidades en varios países, su uso no llegó a generalizarse hasta el decenio 1960-1970. El fosfato amónico es ahora la forma de fertilizante fosfatado que más se utiliza en el mundo.

El desarrollo de los nitrofosfatos se inició en Europa poco después de 1930. Se idearon y desarrollaron diversos procesos que han sido luego mejorados para elevar la eficiencia y la calidad de la producción. Su popularidad en Europa ha aumentado, y se han construido varias fábricas en otros continentes. Muchas de las fábricas son bastante grandes, con producciones diarias de 1.500 toneladas o más.

La aplicación directa de fosforita en bruto bien molida se ha practicado bastante en los Estados Unidos de América, Rusia y China, y hasta cierto punto en otros países. En los Estados Unidos, esta práctica tiende a declinar. Con todo, hay información reciente en el sentido de que la utilidad de la aplicación del fosfato en bruto varía mucho en función de factores tales como la índole de la mena y el cultivo y la tierra de que se trate. Hay indicios de que las fosforitas reactivas pueden ser fuentes útiles para la obtención de una parte al menos del fósforo que necesitan muchos vegetales cultivados en tierras áridas.

Las primeras fuentes de fosforita fueron pequeños yacimientos de Inglaterra, Irlanda, España, Francia, Alemania y los Estados Unidos de América (Carolina del Sur). La mayor parte de estos yacimientos ya no se explotan, bien porque se trate de menas pobres, bien porque, virtualmente, se hayan agotado. En la actualidad, la fosforita suministrada procede principalmente de otras zonas de los Estados Unidos, de Rusia, y de Marruecos; y también, en cantidades menores, del Cercano Oriente, Egipto, Túnez, Argelia, Sudáfrica, Brasil, Togo, Senegal y diversas islas del

Pacífico. En estos últimos años se han descubierto muchos yacimientos, algunos de los cuales parecen ser muy grandes y contener fosforita de buena calidad. Por no nombrar sino unos cuantos, los yacimientos de Australia, Perú, Arabia Saudita, Venezuela, Colombia, Irán y la India ofrecen posibilidades interesantes. Son tantos los yacimientos descubiertos ahora en unos pocos años que cabe preguntarse si no han de descubrirse todavía muchos más.

2. Fertilizantes nitrogenados

Durante muchos años, si bien se reconocía que el nitrógeno era esencial para los cultivos, se consideraba que la necesidad de suministrar nitrógeno en los fertilizantes era secundaria. Se estimaba que bastaba con los aportes naturales y un sistema de rotación de cultivos, puesto que el agua de lluvia fija nitrógeno en el terreno (unos 5 kg/ha), y ciertos cultivos de leguminosas incluidos en el sistema de rotación fijan el nitrógeno de la atmósfera. El reintegro a los campos de los residuos de las cosechas y de los materiales de desecho ayudaba a conservar el suministro de nitrógeno. Estos suministros naturales se complementaban con pequeñas cantidades de nitrógeno fertilizante contenido en el guano, en el nitrato de sosa chileno y en diversos desechos orgánicos.

La hulla contiene un 1% de nitrógeno, y la mitad de ese nitrógeno, aproximadamente, se forma como amoniaco en los hornos de coque con recuperación de subproductos o en algunos tipos de gasógenos. A partir de la segunda mitad del siglo XIX, este nitrógeno fue cobrando importancia como fuente de nitrógeno fertilizante. En su mayor parte, se presentaba en forma de sulfato amónico; cantidades menores se suministraban como licor amoniacal, que es una solución de amoniaco diluida.

A medida que el aumento de la población puso de manifiesto que las necesidades alimentarias del mundo sólo podían atenderse aumentando el suministro de nitrógeno fijado, en diversos países las investigaciones empezaron a concentrarse en la fijación del nitrógeno atmosférico. Nacieron así tres procedimientos comercialmente exitosos. En 1903 se introdujo comercialmente, en Noruega, el procedimiento del arco voltaico, en el que se combinaban nitrógeno y oxígeno para formar óxido nítrico (NO) a una temperatura elevadísima (unos 3.250°C); a temperaturas más bajas, el óxido nítrico reaccionaba con más oxígeno para formar dióxido de nitrógeno (NO₂), que luego se hidrataba en presencia de aire sobrante para formar ácido nítrico. Para convertir el ácido nítrico en el producto final —nitrato cálcico— se le hacía reaccionar con caliza.

Más o menos por la misma época se perfeccionó el procedimiento de la cianamida cálcica. Carburo cálcico producido por la reacción de cal con coque en un horno eléctrico, se convertía en cianamida cálcica (CaCN_2) por reacción con nitrógeno puro extraído del aire. El producto podía utilizarse directamente como fertilizante o hidrolizarse para formar amoníaco.

La economía de los procedimientos del arco voltaico y de la cianamida dependía de que se contara con energía eléctrica a bajo costo; en el mejor de los casos, ambos procedimientos eran costosos.

La primera vez que se logró la síntesis directa a escala comercial del amoníaco a partir del nitrógeno y el hidrógeno fue en 1913, en Alemania. Después de la primera guerra mundial se construyeron fábricas de amoníaco en varios otros países. La mayoría de estas fábricas obtenían sus mezclas para la síntesis del hidrógeno-nitrógeno por reacciones del coque con vapor y con aire.

Las primeras fábricas de amoníaco eran muy pequeñas —de 25-50 tpd— y los costos seguían siendo altos. Gran parte del amoníaco se utilizaba para producir explosivos o productos químicos de uso industrial. Para fertilizantes seguía usándose poco porque el nitrógeno químico resultaba tan caro que sólo se justificaba utilizarlo con generosidad para cultivar productos de mucho precio. Aún en el decenio de 1950 muchos especialistas en agronomía eran partidarios de que, para el suministro de nitrógeno, se contase principalmente con el cultivo de leguminosas en régimen de rotación con otros cultivos.

La ulterior introducción de una serie de mejoras en la producción de amoníaco ha reducido su costo hasta el punto de que su empleo a discreción en agricultura resulta económicamente atractivo. Destaca entre esas mejoras el perfeccionamiento de los procedimientos de reformación del gas natural o de la nafta para suministrar el gas de síntesis y para ampliar la escala de las operaciones.

El empleo de compresores centrífugos, iniciado en los años 60, permitió construir fábricas de amoníaco grandes, de circuito único, con capacidades de 1.000 y hasta 1.500 tpd. En estas grandes fábricas se puede producir el amoníaco mucho más económicamente que en las pequeñas fábricas antiguas, que utilizaban compresores alternativos.

Al principio, los productos finales —sulfato amónico, nitrato cálcico, nitrato sódico y cianamida cálcica— eran todos materiales pobres en nitrógeno (15-21% de N). El nitrato amónico (34% de N) empezó a ser un material fertilizante importante en los años 40, y alcanzó el primer puesto en los años 60. Más recientemente, la producción de urea (46% de N) ha aumentado

rápidamente, y en la actualidad es la forma predominante en el mundo entero. En algunos países viene aumentando rápidamente la importancia de la aplicación directa de amoníaco (82% de N) a las tierras, bien en la forma anhidra o en solución acuosa.

3. Fertilizantes potásicos

Las fuentes primitivas de potasa eran las cenizas de leña, los desperdicios de la remolacha azucarera y el salitre. Las minas de sal de Alemania se abrieron en 1860 y dominaron el mercado mundial durante 75 años. Los primeros productos fueron minerales pobres y sin refinar, tales como las sales de mantillo (20-25% de K_2O) y la cainita (19% de K_2O). El desarrollo de métodos de refinación permitió mejorar gradualmente la calidad de los productos comerciales. En la actualidad, el principal producto es el cloruro potásico de calidad agrícola (60-62% de K_2O). Los principales fertilizantes potásicos sin cloro son el sulfato potásico y el nitrato potásico. Como son más caros que el cloruro, sólo se utilizan para cultivos o suelos en que el empleo de éste resulte inadecuado. Se han descubierto importantes yacimientos de potasa en otros países, y se ha iniciado la producción en Francia (1910), España (1925), Rusia (1930), Estados Unidos de América (1931) y Canadá (1960). También en otros lugares hay yacimientos importantes que quizá se exploten en lo futuro.

4. Otros nutrientes

Uno de los fertilizantes importantes de los primeros tiempos era el yeso, que proporcionaba azufre y calcio. Se dice que empezó a usarse con motivo de que un obrero revocador alemán observó que las pequeñas cantidades de yeso que caían de su carretilla hacían que la yerba de la senda que recorría creciese verde y lozana. Como quiera que sea, al yeso que utilizaban los agricultores se le llamó en algunos países "el enlucido del campo".

Más adelante, los superfosfatos y el sulfato amónico aportaron cantidades adecuadas de azufre, aunque lo que se perseguía principalmente era que aportasen fósforo y nitrógeno. De la misma manera, la escoria básica, que en Europa se usa mucho por su contenido de fósforo, también aporta calcio y diversos micronutrientes. En la mayoría de los países industriales, millones de toneladas de azufre, procedente de procesos de combustión, pasan a la atmósfera y descienden luego con el agua de lluvia. En la mayoría de tales zonas no ha sido necesario añadir azufre, deliberadamente, al fertilizante, pero hay excepciones importantes. A medida que se extienda la

práctica de eliminar el azufre de los gases de chimenea para evitar la contaminación atmosférica, quizá haya que proporcionar más azufre a los fertilizantes. En muchas zonas menos industriales la necesidad de azufre es ya manifiesta.

La caliza y la dolomía se usan mucho como fuente de calcio y de magnesio en caso necesario. Entre otros materiales que contienen magnesio cabe destacar el silicato magnésico, la brucita calcinada (MgO), el sulfato magnésico y la langbeinita ($K_2SO_4 \cdot 2MgSO_4$).

La importancia que tienen la mayoría de los micronutrientes para la agricultura no se reconoció hasta el siglo XX. El hierro es una excepción. Gris (Francia) descubrió en 1844 que la clorosis de algunas plantas puede corregirse rociándolas con sales de hierro. Liebig advirtió la presencia de manganeso en las cenizas de las plantas pero dudó de que fuera un elemento nutritivo. Hasta 1905 no se reconoció que el manganeso es esencial para el crecimiento de las plantas. A esto siguieron el cobre y el boro, en los años 20; el cinc (hacia 1930); el molibdeno (1939) y el cloro (1954). Algunos otros elementos que, en rigor, no son esenciales pueden a veces tener importancia económica en tanto que elevan el rendimiento o mejoran la calidad de algunos cultivos. Cabe citar, por ejemplo, el silicio, el sodio y el cobalto.

5. Fertilizantes compuestos

La mayoría de los científicos que primero realizaron experimentos sobre fertilizantes químicos, como Murray y Liebig, trabajaron con mezclas que contenían varios materiales nutrientes. Más adelante, empero, a medida que se desarrolló en Europa la industria de los fertilizantes, predominó la práctica de producir por separado fertilizantes simples, cada uno de los cuales contenía un solo nutriente primario.

En cambio, los primeros pasos de la industria de los fertilizantes en los Estados Unidos de América se orientaron principalmente hacia el suministro de fertilizantes compuestos. Arrancando de estos dos extremos, las prácticas seguidas en estos dos continentes van ahora convergiendo. Se tiende a suministrar el 80-90% del fosfato y de la potasa, así como menores proporciones del nitrógeno, en fertilizantes compuestos, que pueden contener también nutrientes secundarios o micronutrientes. Gran parte del nitrógeno se aporta sin mezcla. En el Japón, como en Europa, la importancia relativa de los fertilizantes compuestos va en aumento.

El motivo de la creciente popularidad de los fertilizantes compuestos es que los agricultores ya no tienen tiempo ni ganas de aplicar varios fertilizantes por separado, ni cuentan con medios para mezclarlos. Además, las fórmulas se compli-

can a medida que los agricultores tratan de elevar sus rendimientos unitarios y la productividad de sus explotaciones. Esto no obstante, es frecuente que el nitrógeno se aplique por separado, pues importa aportarlo en el momento oportuno y, para lograr mejores resultados, a menudo conviene hacerlo mediante aplicaciones suplementarias durante la fase de crecimiento. Además, algunos de los materiales que contienen nitrógeno sin mezcla de otros nutrientes, como el amoníaco anhidro, son mucho más baratos que esa misma cantidad de nitrógeno contenida en fertilizantes compuestos.

Al principio, los fertilizantes compuestos se producían mezclando simplemente materiales de baja concentración: guano, superfosfatos, sulfato amónico, cloruro potásico y desechos orgánicos. A menudo se añadía caliza como carga inerte y para neutralizar la acidez del superfosfato. La amonificación de los superfosfatos se generalizó en los años 30; la amonificación proporcionaba nitrógeno económicamente y mejoraba las propiedades físicas de los superfosfatos. La práctica inicial consistía en una amonificación ligera en mezcladores discontinuos. Gradualmente se eliminaron los diversos materiales orgánicos de desecho, a menudo porque se les había encontrado mejor aplicación. Por ejemplo, la harina de semillas de algodón pasó a ser más valiosa como alimento para el ganado. Al eliminar materiales de relleno se elevó la concentración de los productos.

Este aumento de las concentraciones agravó los problemas de apelmazamiento. Al practicar los agricultores en mayor medida la aplicación por medios mecánicos, se requería que el material fluyese sin problemas; y así es como se generalizó, a partir de los años 50, la granulación.

La concentración de los fertilizantes compuestos siguió aumentando cuando el superfosfato triple reemplazó al superfosfato ordinario; y el nitrógeno amónico o la urea reemplazaron al sulfato amónico o al nitrato sódico. Más tarde se consiguieron concentraciones todavía mayores enriqueciendo las formulaciones con abundantes aportaciones de ácido fosfórico y de amoníaco. La preparación de fertilizantes compuestos había dejado de ser una simple tarea mecánica, pues se había convertido en una compleja operación de ingeniería química. En este nuevo contexto, la economía de producción dependía de la escala de las operaciones. Los dueños de las pequeñas plantas locales de mezclado se transformaron en grandes fabricantes de ámbito regional, pasaron a regentar establecimientos para la venta al por mayor o la mezcla a granel; o tuvieron que poner fin a sus negocios.

Las mezclas a granel tuvieron gran aceptación en algunos países, pues este método permitía

que un industrial mezclador local suministrase al agricultor cualquier mezcla que éste necesitara empleando para ello un equipo sencillo y económico. De producir los materiales granulados (tales como el fosfato diamónico, el muriato potásico y el nitrato amónico o la urea) se ocupaban grandes compañías que contaban con todos los medios requeridos para la fabricación química y la granulación y podían obtener las materias primas a costos razonables. Estos productos se enviaban a granel a los industriales mezcladores, ofreciendo a los agricultores indicaciones sobre mezclas aconsejables y sobre aplicación en casos específicos, y muchos otros servicios. El éxito de este sistema depende en gran parte de que se cuente con medios de transporte seguros y económicos. Si se utiliza el ferrocarril, los vagones-tolva cubiertos protegen al material de la intemperie, reducen al mínimo las mermas y facilitan la descarga. Asimismo, para el transporte entre puntos situados junto a vías acuáticas, el transporte en barcazas o por mar resulta adecuado.

6. Agricultura más intensiva

No menos espectaculares que los avances de la tecnología de fabricación de fertilizantes han sido los cambios operados en la agricultura, que tanto han contribuido a aumentar la demanda de fertilizantes.

Cuando el mundo estaba relativamente poco poblado y abundaban la tierra y la mano de obra, no había gran necesidad de elevar los rendimientos por hectárea. Por ejemplo, a principios del siglo XX la mitad, más o menos, de las fincas de labranza de las trece colonias originales de los Estados Unidos habían sido abandonadas. Los agricultores y los inmigrantes seguían su camino hacia las tierras nuevas, más ricas, de los valles de Ohio y Mississippi. Los fertilizantes químicos eran tan caros que sólo se utilizaban para cultivos comerciales de valor elevado, como el algodón y el tabaco. Los campos abandonados recuperaban a veces parte de su fertilidad original debido a procesos naturales: los árboles ahondan sus raíces en el subsuelo, en busca de elementos minerales con que nutrirse; y las hojas caídas depositan esos minerales en las capas superiores del suelo. Las rocas se meteorizan, con lo que sus elementos minerales quedan más expuestos y resultan de más fácil absorción. Los procesos naturales de fijación (meteorológica y microbiológica) elevan el contenido en nitrógeno de las tierras en barbecho. En otros casos, una erosión rigurosa puede ocasionar más daños de los que la naturaleza puede remediar.

Los suelos, más ricos, del valle del Mississippi se cultivaron durante 75-100 años sin fertilizantes. Las fincas de labranza de aquellos días, e incluso las de hace medio siglo, eran, en gran parte, de

subsistencia. Animales de tiro proporcionaban la fuerza motriz a la maquinaria de la finca y para el transporte. Los animales de la finca proporcionaban carne, huevos, leche y mantequilla. Los cereales, verduras, legumbres y frutas cultivados en la finca proporcionaban el sustento de la familia. Gran parte de los nutrientes contenidos en los cultivos de la finca volvían al suelo como residuos de la cosecha y como estiércol. Legumbres tales como el trébol o la alfalfa se cultivaban en régimen de rotación, y, con ayuda del arado, se introducían en la tierra para suministrar nitrógeno a los cultivos de cereales.

Cyril Hopkins, en su conocido libro *The Farm That Won't Wear Out* (La granja inagotable, 1913), recomendaba la aplicación de un sistema de labranza en el que los nutrientes de la tierra vegetal se conservaban mediante la restitución a ésta de los residuos de la cosecha, los desechos animales y el abono en verde. Como ocurría con frecuencia que faltara el fósforo y a veces también la cal, recomendaba que se aplicase fosforita molida a intervalos de 5-10 años y caliza cuando fuese necesario. El nitrógeno lo aportaban las leguminosas cultivadas en régimen de rotación de cultivos. En cuanto a la potasa, se consideraba que el suelo contenía la suficiente para el futuro previsible. Hopkins prevenía contra el uso de los fertilizantes químicos, por considerar que eran caros y de efecto transitorio. Por ejemplo, en aquellos tiempos el superfosfato entregado al agricultor costaba cuatro veces más que la fosforita molida.

Hopkins daba ejemplos de cómo su sistema incrementaba las utilidades de los agricultores. En efecto, el sistema resultaba provechoso en las circunstancias de hace 65 años, y los rendimientos unitarios eran muy superiores a la media nacional, aunque siguen resultando bajos si se comparan con los que se alcanzan hoy en día.

Muchos países han pasado por esta fase en que unos rendimientos bajos, con un régimen de utilización y conservación de la fertilidad nativa del suelo y puesta en cultivo de nuevas tierras, se consideraban como métodos satisfactorios y económicos de atender a las necesidades de alimentos. Hoy en día, pocos países pueden optar por seguir ese camino, en vista del rápido aumento de la población. Hay que elevar mucho los rendimientos por hectárea en muchos países en desarrollo igual que se han elevado en los países desarrollados (y en algunos países en desarrollo). Y la agricultura intensiva requiere que se utilice más fertilizante. La parte de los productos vegetales de las fincas de labranza que ahora sale de ellas para servir de alimentos a los trabajadores de la ciudad ha aumentado. Al utilizarse menos los animales de tiro, queda libre más comida para las personas, pero se dispone de menos estiércol para abonar

los campos. El resultado de todo esto es que se reduce la parte del contenido en nutrientes de los cultivos que vuelve a la tierra. Por otro lado, la elevación de los rendimientos unitarios hace que aumenten los residuos del cultivo y que resulte más importante que esos residuos se restituyan a los campos.

En este proceso de intensificación de la agricultura destaca un hito importante: el desarrollo de variedades de cereales de alto rendimiento. A partir de los años 30, el desarrollo del maíz hiorido desempeñó un papel de gran importancia para la elevación de los rendimientos y el mayor empleo de fertilizantes. Además, las variedades adaptadas a ciertas condiciones climáticas (las resistentes a la sequía o las de maduración temprana, por ejemplo) ampliaron las extensiones utilizables para estos cultivos. Vinieron después las variedades mejoradas de trigo y de arroz, y las mejoras de éstos, y de otros cultivos, continúan. Estas variedades mejoradas responden mucho más al empleo de fertilizantes y vienen siendo un factor de gran importancia entre los que contribuyen al mayor empleo que de éstos se hace hoy en día.

7. Análisis estadístico del aumento de la producción y del consumo de fertilizantes: 1950-1976

En los cuadros 1 y 2, respectivamente, se presentan estadísticas que indican la producción y el consumo anuales de fertilizantes en el período que va de 1950 a 1976. En los cuadros se indica la producción y el consumo por nutriente (N, P₂O₅, K₂O) y por concepción económica de los países (desarrollados y en desarrollo). El cuadro 3 muestra los totales mundiales, e incluye estimaciones preliminares para 1978.

Como puede verse en la figura 1, la producción mundial ha aumentado de 14 a 105 millones de toneladas, aproximadamente, en el período de 28 años considerado. La mitad del índice de aumento anual desde 1950 a 1975 es del 7,8%¹. La media de los últimos 10 aumentos anuales (1966-75) es también del 7,8%. Es decir, no

¹En el texto del presente Manual, los años a que se hace referencia en los datos estadísticos corresponden al que finaliza el 30 de junio del año que se indique, así es que, por ejemplo, "1975" abarca el segundo semestre de 1974 y el primero de 1975.

CUADRO 1. PRODUCCIÓN MUNDIAL DE FERTILIZANTES — DATOS HISTÓRICOS, 1950-1976 (MILLONES DE TONELADAS)

Año	Países en desarrollo ^a				Países desarrollados ^a			
	N	P ₂ O ₅	K ₂ O	NPK	N	P ₂ O ₅	K ₂ O	NPK
1950	0,35	0,27	0,01	0,63	3,73	5,59	4,21	13,5
1951	0,43	0,34	0,02	0,79	4,25	5,93	4,94	15,1
1952	0,45	0,36	0,02	0,83	4,49	6,13	5,40	16,0
1953	0,51	0,37	—	0,88	5,02	6,16	5,87	17,1
1954	0,59	0,41	0,01	1,01	5,59	6,60	6,32	18,5
1955	0,58	0,45	0,02	1,05	6,29	7,34	6,84	20,5
1956	0,59	0,54	0,04	1,17	6,94	7,71	7,14	21,8
1957	0,72	0,56	0,06	1,34	7,49	7,94	7,65	23,1
1958	0,77	0,60	0,09	1,46	8,24	8,20	7,66	24,1
1959	0,86	0,64	0,10	1,60	9,00	8,68	8,17	25,9
1960	0,93	0,72	0,12	1,77	9,43	9,24	8,61	27,3
1961	1,04	0,79	0,14	1,97	10,37	9,56	8,68	28,6
1962	1,14	0,76	0,14	2,04	11,12	9,86	9,25	30,2
1963	1,43	0,85	0,16	2,44	12,2	10,5	9,69	32,4
1964	1,72	1,01	0,19	2,92	13,8	11,7	10,6	36,1
1965	2,02	1,15	0,30	3,47	15,4	12,7	11,8	39,9
1966	2,24	1,30	0,39	3,93	17,7	14,2	13,4	45,3
1967	2,49	1,48	0,38	4,35	19,8	15,3	14,1	49,2
1968	2,79	1,75	0,41	4,95	22,4	16,0	14,8	53,2
1969	3,44	2,01	0,43	5,88	24,9	16,3	15,4	56,6
1970	4,07	2,32	0,59	6,98	26,1	17,0	16,1	59,2
1971	4,59	2,59	1,00	8,18	28,3	18,2	16,9	63,4
1972	5,61	3,11	1,13	9,85	29,3	19,3	18,3	66,9
1973	6,61	3,54	1,22	11,4	31,2	20,1	19,0	70,3
1974	7,24	3,97	1,10	12,3	33,3	21,2	21,1	75,6
1975	7,99	4,22	1,25	13,5	34,3	21,5	22,5	78,3
1976	9,17	4,25	1,31	14,7	34,8	20,5	22,2	77,5

Fuente: ONUDI, "Draft World-Wide Study of the Fertilizer Industry, 1975-2000", diciembre de 1976. Los datos correspondientes a 1976 se han tomado de la publicación de la FAO, *Informe anual sobre los fertilizantes*, 1977.

^aPara la clasificación de los países se han seguido las normas de las Naciones Unidas, con la excepción de que se ha incluido a Sudáfrica y a Israel entre los países en desarrollo.

CUADRO 2 CONSUMO MUNDIAL DE FERTILIZANTES — DATOS HISTÓRICOS, 1950-1976
(MILLONES DE TONELADAS)

Año	Países en desarrollo ^a				Países desarrollados ^a			
	N	P. O.	K. O.	NPK	N	P. O.	K. O.	NPK
1950	0,56	0,36	0,09	1,01	3,19	5,41	4,04	12,6
1951	0,59	0,41	0,11	1,12	3,73	5,81	4,43	14,0
1952	0,68	0,48	0,14	1,30	4,01	5,77	4,86	14,6
1953	0,87	0,51	0,15	1,53	4,60	6,06	5,20	15,9
1954	0,96	0,60	0,19	1,75	5,16	6,51	5,48	17,2
1955	0,94	0,60	0,23	1,78	5,69	7,14	6,11	18,9
1956	1,24	0,66	0,27	2,17	5,82	7,45	6,51	19,8
1957	1,45	0,76	0,31	2,52	6,19	7,68	6,87	20,7
1958	1,58	0,83	0,35	2,76	6,69	7,87	7,08	21,6
1959	1,81	0,86	0,38	3,04	7,47	8,38	7,56	23,4
1960	1,95	0,94	0,42	3,31	7,80	8,90	7,83	24,5
1961	2,45	1,05	0,54	4,04	8,51	9,03	7,96	25,5
1962	2,49	1,10	0,54	4,12	9,15	9,51	8,15	26,8
1963	2,77	1,27	0,58	4,61	10,4	10,1	8,76	29,3
1964	3,33	1,47	0,68	5,48	11,7	11,0	9,36	32,1
1965	3,65	1,58	0,73	5,95	12,8	12,2	10,3	35,3
1966	4,23	1,77	0,84	6,84	14,7	13,0	11,4	39,1
1967	5,33	2,11	1,00	8,44	16,5	13,9	12,0	42,5
1968	5,51	2,34	1,12	8,97	18,5	14,5	12,9	45,9
1969	6,80	2,81	1,34	11,0	19,7	15,2	13,4	48,3
1970	7,70	3,25	1,47	12,4	21,0	15,6	14,0	50,5
1971	8,77	3,51	1,80	14,1	23,0	16,3	14,9	54,2
1972	9,45	4,09	1,93	15,5	23,8	17,0	15,7	56,5
1973	10,6	4,59	2,24	17,4	25,2	18,0	16,6	59,8
1974	11,4	5,34	2,61	19,3	27,3	18,9	18,1	64,3
1975	11,7	5,49	2,85	20,0	27,2	17,4	17,1	61,7
1976	12,8	5,53	2,73	21,1	30,4	18,6	18,6	67,6

Fuente: ONUDI, "Draft World-Wide Study of the Fertilizer Industry, 1975-2000", diciembre de 1976. Los datos correspondientes a 1976 se han tomado de la publicación de la FAO, *Informe anual sobre los fertilizantes*, 1977.

^aPara la clasificación de los países se han seguido las normas de las Naciones Unidas, con la excepción de que se ha incluido a Sudáfrica y a Israel entre los países en desarrollo.

se advierte una tendencia clara en la tasa de aumento. Ahora bien: el 7,8% de 14 millones de toneladas son 1,1 millones de toneladas, mientras que el 7,8% de 92 millones de toneladas son 7,2 millones de toneladas. Es decir, que la tendencia es hacia un constante aumento del incremento anual del tonelaje de producción.

La tasa de aumento de la producción de fertilizantes nitrogenados ha sido más elevada que la correspondiente a los fosfatados o potásicos, como puede verse en la figura 2 y en el cuadro 4. En el período de 26 años considerado (1950-75), la producción de fertilizantes nitrogenados se duplicó con creces, mientras que las producciones de fertilizantes fosfatados y potásicos aumentaron, respectivamente, en factores de 4,4 y 5,6.

El porcentaje de aumento es mayor en los países en desarrollo que en los desarrollados. En un quinquenio reciente (1971-75), la producción de los países en desarrollo aumentó en un 64%, frente al aumento del 24% habido en los países desarrollados. Esto no obstante, el aumento absoluto en los países desarrollados fue mayor que en los países en desarrollo, del orden del triple: unos 15 millones de toneladas frente a 5 millones.

El consumo mundial siguió en general las mismas tendencias que la producción mundial. Ahora bien, en 1975 el consumo disminuyó por primera vez. En general, el descenso se atribuye al elevadísimo precio de los fertilizantes en el mercado mundial. Ahora que los precios han descendido a niveles más razonables, el consumo está de nuevo aumentando, como puede apreciarse en el cuadro 3.

Cada año la producción ha excedido al consumo en cantidades de entre un 1 y un 10%. Esa diferencia entre producción y consumo alcanzó un valor medio del 5,3% en el decenio 1965-74, cifra que puede compararse con la del 3,8% habida en los 15 años anteriores, lo que muestra que esa diferencia aumenta. Es ésta una cuestión de cierta importancia y que a veces se pasa por alto. Se supone a veces que la producción y el consumo están "equilibrados" cuando son iguales, siendo así que la producción ha sobrepasado considerablemente al consumo incluso en los períodos de gran escasez. Por consiguiente, cuando se elaboren planes de producción con vistas a atender ciertas metas de consumo, hay que dejar un margen de por lo menos un 5% para pérdidas

CUADRO 3. CIFRAS TOTALES DE PRODUCCIÓN Y CONSUMO DE FERTILIZANTES EN EL MUNDO

(Toneladas de $N + P_2O_5 + K_2O \times 10^6$)

Año	Producción	Porcentaje de aumento anual	Consumo	Diferencia	Diferencia en % de la producción
1950	14.13		13.61	0.52	3.7
1951	15.89	12.5	15.12	0.77	4.8
1952	16.83	5.9	15.90	0.93	5.5
1953	17.98	6.8	17.43	0.55	3.1
1954	19.51	8.5	18.95	0.56	2.9
1955	21.55	10.5	20.68	0.87	4.0
1956	22.97	6.6	21.97	1.00	4.4
1957	24.44	6.4	23.22	1.22	5.0
1958	25.56	4.6	24.36	1.20	4.7
1959	27.50	7.6	26.44	1.06	3.8
1960	29.07	5.7	27.81	1.26	4.3
1961	30.57	5.2	29.54	1.03	3.4
1962	32.24	5.5	30.92	1.32	4.1
1963	34.84	8.1	33.91	0.93	2.7
1964	39.02	12.0	38.58	0.44	1.1
1965	43.37	11.2	41.25	2.12	4.9
1966	49.23	13.5	45.94	3.29	6.7
1967	53.55	8.8	50.94	2.61	4.9
1968	58.15	8.6	54.87	3.28	5.6
1969	62.48	7.4	59.30	3.18	5.1
1970	66.18	5.9	62.90	3.28	5.0
1971	71.58	8.2	68.30	3.28	4.6
1972	76.75	7.2	72.00	4.75	6.2
1973	81.70	6.4	77.20	4.50	5.5
1974	87.90	7.6	83.60	4.30	4.9
1975	91.70	4.4	81.60	9.90	10.8
1976	93.88	2.4	89.70	4.18	4.5
1977	99.25	5.7	95.95	3.30	3.3
1978 ^d	105.39	6.1	99.39	6.00	5.7
Media		7.3			4.8

^dDatos preliminares

Figura 1. Producción mundial de fertilizantes, 1950-1978.

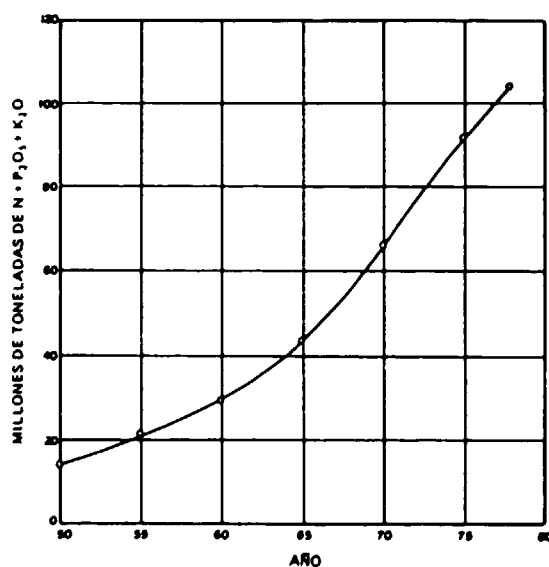
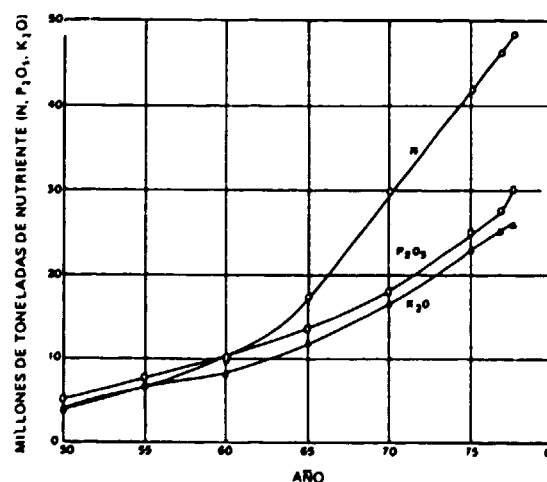


Figura 2. Producción mundial de fertilizantes, por nutrientes, 1950-1978.



CUADRO 4. PRODUCCION MUNDIAL DE FERTILIZANTES, POR NUTRIENTES

Año	Países ^a	Millones de toneladas de nutriente			
		N	P ₂ O ₅	K ₂ O	NPK
1950	En desarrollo	0,35	0,27	0,01	0,63
	Desarrollados	3,73	5,59	4,21	13,5
	Total	4,08	5,86	4,22	14,13
1955	En desarrollo	0,58	0,45	0,02	1,05
	Desarrollados	6,29	7,34	6,84	20,47
	Total	6,87	7,79	6,86	21,52
1960	En desarrollo	0,93	0,72	0,12	1,77
	Desarrollados	9,43	9,24	8,61	27,3
	Total	10,36	9,96	8,73	29,07
1965	En desarrollo	2,02	1,15	0,30	3,47
	Desarrollados	15,4	12,7	11,8	39,9
	Total	17,42	13,85	12,10	43,37
1970	En desarrollo	4,07	2,32	0,59	6,98
	Desarrollados	26,1	17,0	16,1	59,2
	Total	30,17	19,32	16,69	66,18
1975	En desarrollo	7,99	4,22	1,25	13,5
	Desarrollados	34,3	21,5	22,5	78,3
	Total	42,29	25,72	23,75	91,8

Fuente: ONUDI, "Draft World-Wide Study of the Fertilizer Industry, 1975-2000", diciembre de 1976

^aPara la clasificación de los países se han seguido las normas de las Naciones Unidas, con la excepción de que se ha incluido a Sudáfrica y a Israel entre los países en desarrollo.

aparentes. La magnitud de estas pérdidas aparentes puede variar de un país a otro según cual sea el sistema de declaraciones que se aplique y su sistema de distribución.

Los motivos de esta pérdida aparente son numerosos y merecen consideración, ya que se trata de unos 5 millones de toneladas de nutrientes, es decir más de 10 millones de toneladas de material. Se dice con frecuencia que la pérdida aparente puede explicarse por el aumento de las existencias almacenadas y en el sistema de distribución. Efectivamente, el aumento de existencias puede ser un factor pero la diferencia acumulada entre el consumo y la producción durante los últimos 26 años asciende a 58 millones de toneladas (de nutrientes) o sea que es del orden de los 150 millones de toneladas de peso efectivo. No es probable, pues, que el aumento de las existencias pueda explicar gran parte de esta diferencia.

La explicación más plausible de la pérdida aparente es cierta combinación de discrepancias introducidas por los sistemas de declaración, pérdidas efectivamente sufridas, y desvío de los fertilizantes hacia otras aplicaciones. Como los sistemas de declaración son distintos según los países, puede haber discrepancias por diversas causas. Dos de las más probables son las indicaciones excesivas en cuanto al contenido en nutrientes y en cuanto al peso. Los informes de producción se basan con frecuencia en composiciones

y pesos exactos, mientras que el consumo suele basarse en los llamados mínimos garantizados. Hasta 1966, el Ministerio de Agricultura de los Estados Unidos de América emitía informes sobre el consumo del país basados en la composición efectiva de muestras representativas de los diversos fertilizantes consumidos. A partir de esa fecha, los informes se basaron en la composición garantizada. En una comparación efectuada en el año 1965, se echó de ver que el consumo declarado a base de la composición garantizada era inferior en un 1%, aproximadamente, al consumo basado en la composición efectiva. Del mismo modo, cuando los fertilizantes se venden en sacos, ocurre a menudo que el productor, para evitarse multas por escasez de peso de los sacos, los llena con algo de exceso para compensar cualesquiera faltas de precisión en el pesado. En algunos estudios efectuados sobre la precisión de las máquinas de pesado de sacos se ha advertido que una media de aproximadamente un 1% de sobrepeso es típica.

Las pérdidas en el almacenamiento y la distribución pueden incluir conceptos tales como escapes, hurtos, y pérdidas ocasionadas por naufragios, incendios e inundaciones. Asimismo, los fertilizantes pueden echarse a perder por exposición a la intemperie o a una atmósfera excesivamente húmeda o por contaminación del almacenamiento o el transporte.

Finalmente, muchos fertilizantes pueden también utilizarse para otras aplicaciones, como complemento de forraje, material contra incendios, descongelamiento y diversas aplicaciones químicas. Aunque la mayoría de los países comunican esas aplicaciones por separado, es muy probable que algunos materiales producidos originalmente con el fin de que sirvieran de fertilizantes se hayan utilizado de otra manera.

En los países en desarrollo considerados como grupo, la producción ha quedado rezagada

respecto del consumo. En 1976, la producción de los países en desarrollo fue de 14.7 millones de toneladas de NPK mientras que el consumo fue de 21.1 millones de toneladas. Dejando un margen del 50% para pérdidas aparentes, se necesitaría una producción de 22.2 millones de toneladas para equilibrar la producción con el consumo; por consiguiente, el déficit neto es de 7.5 millones de toneladas. Se hizo frente a este déficit mediante importaciones netas procedentes de países desarrollados.

II. Perspectivas de la industria de los fertilizantes (1978-2000)

A. Introducción

Este capítulo se basa, en gran parte, en el proyecto de informe de la ONUDI "World-Wide Study of the Fertilizer Industry 1975-2000" (diciembre de 1976). El estudio fue revisado y publicado en septiembre de 1978 como documento UNIDO/ICIS.81. Salvo indicación contraria, el contenido de este capítulo corresponde al texto anterior del estudio. De todas maneras, las conclusiones principales varían poco.

Conforme a las previsiones existentes, la producción mundial de fertilizantes continuará aumentando, pero la tasa anual de aumento disminuirá. El cuadro 1 y la figura 1 representan proyecciones del consumo mundial de fertilizantes, tomadas del estudio de la ONUDI, que se discutirán

más detalladamente en el capítulo XXVI. El cuadro 2 corresponde a las proyecciones contenidas en el informe revisado, que no son muy distintas.

Hasta 1972, el costo de los fertilizantes disminuyó constantemente, pues los progresos tecnológicos, el aumento de las dimensiones de las fábricas y las mejoras introducidas en la distribución compensaban siempre con creces los aumentos de los costos de la mano de obra y de los trabajos de construcción. A partir de 1973, la espectacular elevación de los costos de construcción y de los de las materias primas han invertido esta tendencia.

No se esperan más progresos tecnológicos de tal magnitud que compensen el brusco aumento de los costos de construcción y de los de algunas

CUADRO 1. PROYECCIONES DE LA DEMANDA DE FERTILIZANTES BASADAS EN LAS CIFRAS DE 1964-1965 A 1974-1975 Y EN LAS ESTIMACIONES DEL GRUPO MIXTO DE TRABAJO PARA 1979-1980 (LOS PAISES SE HAN CLASIFICADO CONFORME A LAS NORMAS DE LAS NACIONES UNIDAS)^a

(Millones de toneladas)

	1980	1985	1990	1995	2000
<i>Demanda de nitrógeno</i>					
Paises desarrollados	37,5	47,6	58,9	71,4	85,1
Paises en desarrollo	18,1	25,4	33,9	43,6	54,5
Total mundial	55,6	73,0	92,8	115,0	139,6
<i>Demanda de P₂O₅</i>					
Paises desarrollados	22,8	26,7	31,0	35,6	40,6
Paises en desarrollo	7,6	10,8	14,4	18,6	23,3
Total mundial	30,4	37,5	45,4	54,2	63,9
<i>Demanda de K₂O</i>					
Paises desarrollados	22,8	27,8	33,3	39,3	45,8
Paises en desarrollo	4,3	6,3	8,6	11,3	14,4
Total mundial	27,1	34,1	41,9	50,6	60,2
<i>Demanda de NPK</i>					
Paises desarrollados	83,1	102,1	123,2	146,3	171,5
Paises en desarrollo	30,0	42,5	56,9	73,5	92,2
Total mundial	113,1	144,6	180,1	219,8	263,7

^aEl concepto de paises desarrollados comprende los de América del Norte, Europa occidental, Europa oriental, la URSS, el Japón, Israel, Sudáfrica, Australia y Nueva Zelandia. En el grupo de paises en desarrollo figuran los de América Latina, Asia (salvo el Japón e Israel), África (excepto Sudáfrica), y Oceanía (salvo Australia y Nueva Zelandia).

CUADRO 2. PROYECCIONES REVISADAS DE LA DEMANDA DE FERTILIZANTES

(Millones de toneladas)

	1979	1983	1988	2001
<i>Demanda de nitrógeno</i>				
Países desarrollados	34,4	41,7	51,3	82,0
Países en desarrollo	17,0	22,8	32,7	63,5
Total mundial	51,4	64,5	84,0	145,5
<i>Demanda de P₂O₅</i>				
Países desarrollados	22,1	27,2	30,7	48,3
Países en desarrollo	7,4	10,3	14,5	27,9
Total mundial	29,5	37,5	45,2	76,2
<i>Demanda de K₂O</i>				
Países desarrollados	21,9	26,3	33,3	54,6
Países en desarrollo	3,4	4,6	6,6	12,3
Total mundial	25,3	30,9	39,9	66,9
<i>Demanda de NPK</i>				
Países desarrollados	78,4	95,2	115,3	184,9
Países en desarrollo	27,8	37,7	53,8	103,7
Total mundial	106,2	132,9	169,1	288,6

Fuente: "Second World-Wide Study of the Fertilizer Industry: 1975-2000" (1978). ONU/DI, Viena (Austria).

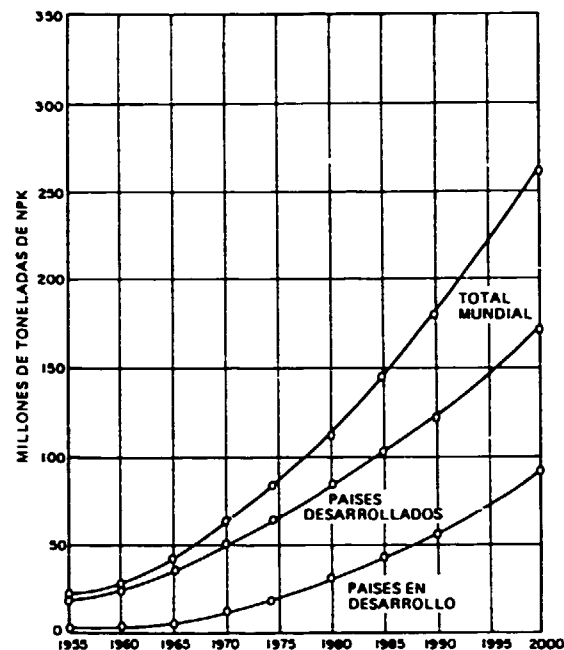
materias primas. Aumentar el tamaño de las fábricas de fertilizantes por encima del de las fábricas actuales de gran tamaño apenas rebajaría los costos de producción, y esa reducción pudiera ser contrarrestada por un aumento de los costos de distribución. Por lo tanto, parece inevitable que el costo de los fertilizantes aumente en lo futuro, a no ser que se produzca alguna revolución tecnológica imprevisible (cosa que siempre puede ocurrir).

El futuro aumento de los costos puede lentificarse mediante mejoras tecnológicas y una explotación más eficiente de las instalaciones de producción. Una posibilidad de mejora quizá más prometedora es la de elevar la eficiencia de la distribución de los elementos físicos, utilizar mejor los nutrientes aplicados, e intensificar las operaciones de las fábricas existentes.

B. Utilización de fertilizantes

Se ha calculado que, para el año 2000, la demanda mundial será de 264 millones de toneladas de nitrógeno (N), fosfatos (P₂O₅), y potasa (K₂O), frente a 83,6 millones de toneladas en 1974; es decir que se habrá registrado un aumento de 3,2 veces (figura 1). Suponiendo que el contenido medio en nutrientes (N + P₂O₅ + K₂O) sea del 42%, el peso bruto de los fertilizantes utilizados cada año ascendería en el año 2000 a 629 millones de toneladas.

Figura 1. Utilización de fertilizantes en el mundo: proyecciones para 1980-2000, por R. Ewell.



Se espera que la utilización de fertilizantes (N + P₂O₅ + K₂O) en los países en desarrollo aumente de 19,3 millones de toneladas en 1974 a 92 millones de toneladas en el año 2000. Esto supone un aumento en un factor de 4,8. Estas estimaciones se basan en la demanda probable y no en las necesidades de alimentos. Probablemente, una estimación basada en las necesidades de alimentos para lograr una nutrición adecuada de la creciente población arrojaría cifras más altas para la mayoría de los países en desarrollo y más bajas para muchos países desarrollados. Naturalmente, toda previsión a largo plazo está sujeta a muchas incertidumbres, y no cabe pretender que las presentes previsiones hayan de ser necesariamente de gran exactitud. Con todo, resultan útiles para indicar el orden de magnitud de la expansión que requiere la industria de los fertilizantes, sobre todo en los países en desarrollo.

Se espera que los países en desarrollo, considerados en su conjunto, mantengan una relación de nutrientes de N:P₂O₅:K₂O aproximadamente igual a 4:2:1 durante todo el periodo 1974-2000, mientras que los países desarrollados probablemente aumentarán el componente nitrógeno pasando de la relación 1,4:1,0:1,0 de 1974 a la relación 2,2:1,0:1,1 en el año 2000. Así pues, la mayor parte del crecimiento corresponderá, en ambos grupos de países, a los fertilizantes nitrogenados. No debe suponerse que las relaciones de nutrientes que se indican a nivel mundial entrañen una relación óptima para cada país determinado; en cada país, las relaciones deben variar amplia-

mente, y así lo hacen, conforme a las necesidades de sus respectivos suelos, cultivos y regímenes de ordenación de cultivos.

Las cifras que, en forma tabular, aparecen a continuación muestran la utilización presente y prevista de fertilizantes por habitante y por hectárea en los países desarrollados y en desarrollo:

Utilización de fertilizantes por habitante y por hectárea

Año	kg/habitante ^a		kg/hectárea	
	Países desarrollados	Países en desarrollo	Países desarrollados	Países en desarrollo
1974	58	6,7	109	22
1980	73	9,4	149	32
1990	100	14,1	225	55
2000	130	18,7	322	83

^aTomando como base las previsiones sobre crecimiento de la población (véase el capítulo XXVI).

Se advierte en estas cifras que, en los países en desarrollo, la tasa de aumento de la utilización de fertilizantes por habitante es muy inferior a la tasa de aumento del volumen absoluto; y que la utilización por habitante seguirá siendo muy inferior a la de los países desarrollados. Esto se debe, en parte, a la tasa relativamente alta de aumento de la población en los países en desarrollo.

La tasa por hectárea en los países en desarrollo será muy inferior a la tasa con que se obtienen rendimientos máximos en la mayoría de los cultivos, mientras que en los países desarrollados la tasa por hectárea en el año 2000 se aproximará al límite superior de eficiencia económica, a no ser que nuevos avances en cuanto a variedades de cultivo de alto rendimiento, y métodos de labranza y de aplicación, eleven el rendimiento potencial.

C. Producción de fertilizantes

En los países en desarrollo, considerados globalmente, la producción de fertilizantes viene estando por debajo del volumen de utilización. En 1976, la producción fue de tan sólo el 70% de la utilización. Resultado de esto es que los países en desarrollo son importadores de fertilizantes; en 1976, el déficit ascendió a 7,5 millones de toneladas (de nutrientes) suponiendo una relación suministro: consumo de 1,05. Esta situación, combinada con el rápido aumento de las necesidades y la presencia de las materias primas necesarias, proporciona a los países en desarrollo la oportunidad de crear industrias de fertilizantes y contribuir así a mejorar la situación de sus economías. En el estudio de la ONUDI se sugiere que los países en desarrollo construyan el número de fábricas suficiente para llegar a autoabastecerse,

como grupo, por lo menos en lo que respecta a los fertilizantes nitrogenados y a los fosfatados. De lograrse esta autosuficiencia, para el año 2000 el 40%, aproximadamente, de las instalaciones mundiales de producción de fertilizantes nitrogenados y fosfatados del mundo estarían situadas en países en desarrollo. Es de advertir que por "autosuficiencia" se debe entender la consecución del equilibrio entre las exportaciones y las importaciones; la expresión no implica que deje de haber comercio entre los países desarrollados y los países en desarrollo. Tampoco significa que cada uno de estos países sea autosuficiente, sino simplemente que los países en desarrollo, como grupo, deben procurar el logro de esa autosuficiencia.

En el estudio de la ONUDI no se consideró la producción de potasa, y ello por dos razones: en primer lugar, en rigor, la producción de potasa no es industria manufacturera: es una industria de minería y beneficio. En segundo lugar, muy pocos países en desarrollo cuentan con reservas conocidas de potasa de magnitud y calidad suficientes para justificar la producción comercial. En cambio, las materias primas para la fabricación de fertilizantes nitrogenados y fosfatados abundan en los países en desarrollo en general y están distribuidas con bastante amplitud (aunque en forma desigual).

A continuación se resume el costo de capital que se estima necesario para construir el número requerido de fábricas de fertilizantes nitrogenados y fosfatados durante el período comprendido entre 1980 y el año 2000.

Miles de millones de \$ EE.UU.

Países en desarrollo	Países desarrollados	Total
48	51	99

Estas cifras sobre necesidades de capital corresponden a dólares de los EE.UU. de 1975, y en ellas no se tiene en cuenta la inflación. No están comprendidos en las cifras los gastos de capital necesarios para las operaciones mineras y de refinación de las materias primas, ni los de transporte y distribución de los productos, así como tampoco los de las mejoras de infraestructura necesarias; estos gastos no pueden estimarse con precisión pero bien pudieran elevar el total mundial a una cifra superior a los 300.000 millones de dólares.

Se ha supuesto que todos los fertilizantes nitrogenados se obtendrían a partir de amoníaco, con un pequeño porcentaje como subproductos (principalmente, sulfato amónico) de otras industrias. Se ha supuesto también que todas las fábricas nuevas de amoníaco tendrán una capacidad nominal de 1.000 tpd. Puede ocurrir que, en determinadas situaciones concretas, sea preferible,

desde el punto de vista económico, instalar fábricas mayores o menores, pero el efecto de esto en el costo total sería relativamente pequeño.

Se prevé que la mayoría de las nuevas fábricas de amoníaco se alimentarían con gas natural, y que el porcentaje de utilización del mismo iría del 72% en 1980-85 al 64% en 1990-2000. Sólo se utilizaría nafta en aproximadamente el 5% de las fábricas nuevas; el aceite pesado en el 15%, aproximadamente, y la hulla en un porcentaje que iría del 9% (1980-85) al 17% (1990-2000). La elección de materia prima afecta al costo de capital de las fábricas de amoníaco: las fábricas alimentadas con hulla cuestan casi el doble que las alimentadas con gas natural.

Se espera que la cantidad de amoníaco anhidro utilizado directamente como fertilizante sea del orden del 10% de todos los fertilizantes nitrogenados. El sulfato amónico y el nitrógeno contenido en el fosfato amónico suministrarán otro 10% del total de los fertilizantes nitrogenados empleados. Se supone que el 80% restante será urea o nitrato amónico, bien sea como nutriente único o formando parte de fertilizantes compuestos. Los cálculos de costo se basan en la urea, pero los costos correspondientes al nitrato amónico no serán muy distintos para los fines del estudio.

La producción de fertilizantes nitrogenados es una operación que requiere mucho capital: del 60% al 90% del costo del producto corresponde a gastos relacionados con el capital (amortización, intereses, utilidades, mantenimiento, etc.) y dependen del tipo y costo de las materias primas, de la capacidad de la fábrica y del porcentaje de utilización de esa capacidad. Cuando una fábrica funciona a un porcentaje bajo de utilización de la capacidad nominal, se elevan mucho sus costos unitarios de producción. A este respecto, en el estudio se supone que todas las fábricas terminadas después de 1980 alcanzarán un coeficiente de utilización de la capacidad nominal del 90% en un plazo de entre 3 y 4 años a partir de la puesta en marcha. En 1974, la capacidad instalada se venía utilizando a razón del 60% aproximadamente de la capacidad de diseño en los países en desarrollo, pero últimamente se ha logrado elevar algo este porcentaje.

Se ha supuesto también que todas las nuevas fábricas de fertilizantes fosfatados tendrán una capacidad de por lo menos 600 toneladas de P_2O_5 por día. En muchos casos puede ocurrir que convenga, desde el punto de vista económico, dar a las fábricas dimensiones mayores o menores que la indicada. Se ha supuesto que las fábricas nuevas (es decir las posteriores a 1980) producirían fosfato diamónico (50%), fosfato monoamónico (30%) y superfosfato triple (20%). Quizá haya casos concretos en que resultaría preferible

fabricar otros productos, como los nitrofosfatos, pero el efecto de esto en los costos de producción generales a escala mundial no se consideró suficientemente significativo para los fines del estudio. Desde luego, continuará habiendo una función que cumplir para el superfosfato simple y otros productos de baja concentración que presenten ventajas agronómicas locales o que se adapten mejor a la utilización de recursos locales. Algunos de estos últimos procesos requieren relativamente poco capital de primer establecimiento de las instalaciones de producción, pero el gasto de transportar esos productos de baja concentración es más elevado, por unidad de nutriente, a no ser que se necesite utilizar azufre como nutriente fertilizante. El empleo de la fosforita molida en aplicación directa no se tomó en cuenta en el estudio, ya que no es un producto manufacturado. Sin embargo, si su uso se generalizase más, ello haría disminuir la necesidad de fosfatos de producción química¹.

El empleo de los fertilizantes compuestos aumentará probablemente en la mayoría de los países; se ha supuesto que, para el año 2000, el porcentaje del P_2O_5 que se suministrará formando parte de fertilizantes compuestos será del 65% en los países en desarrollo y del 86% en los países desarrollados. El costo de producción de los fertilizantes compuestos no se ha tenido en cuenta, salvo en los casos en que representa una adición de poca monta al costo de granular el fosfato diamónico o, como ocurre en el caso de los nitrofosfatos, cuando reemplaza al costo de efectuar por separado la granulación ordinaria (o en perdigones) de los fertilizantes nitrogenados y fosfatados. Se ha considerado que la preparación de fertilizantes compuestos en plantas de ámbito local mediante mezcla, mezclado a granel o granulación ordinaria forma parte del sistema de distribución y comercialización.

1. Valor de la producción

Habida cuenta de los niveles de precios internacionales actuales (julio de 1976), cabe suponer que el valor de la producción anual de fertilizantes del mundo entero en el año 2000 sea de unos 60.000 millones de dólares, cifra que se da a título de indicación grosera. Como los precios en la actualidad están un tanto por debajo de lo normal debido al exceso de producción, es posible que el valor efectivo sea considerablemente superior al indicado. Basándose en los resultados del

¹A juzgar por informes de la FAO, la utilización de fosforita molida en 1974-75 fue de 1.204.289 toneladas de P_2O_5 , lo que supone el 5,3% del consumo mundial de P_2O_5 . Ahora bien, varios países (entre ellos, la China) no informaron por separado acerca del uso de la fosforita. Se supone que el uso total es del 7-8%, aproximadamente.

programa de fertilizantes de la FAO, se ha calculado que el valor medio de los productos agrícolas suplementarios conseguidos gracias al empleo de fertilizantes será el cuádruple del precio de venta al por menor. Como el precio al por menor es probable que sea por lo menos un 50% superior al precio al por mayor, f.o.b., en fábrica, o en puerto, parece probable que el valor de los productos agrícolas producidos cada año gracias al empleo de fertilizantes sea 6 veces superior, lo que arroja 360.000 millones de dólares. Naturalmente, estas indicaciones son muy rudimentarias y constituyen sólo una estimación del orden de magnitud que ni siquiera tiene en cuenta las posibilidades de inflación.

2. Materias primas

A juzgar por la información que se presentará en el capítulo V, no parece probable que el desarrollo de la industria de los fertilizantes en el periodo que va de 1980 al año 2000 haya de verse seriamente obstaculizado por la escasez de materias primas. Hay fosforita, potasa, hulla y azufre en abundancia. Menos abundantes son los suministros de gas natural, y especialmente los de productos derivados del petróleo. Ateniéndose a lo ocurrido otras veces, cabe pensar que acabarán descubriéndose nuevas reservas. Con todo, es probable que esas reservas nuevas alcancen precios considerablemente superiores debido al aumento de los costos de los trabajos de preparación y acceso y de extracción. En 1980, la demanda de materias primas para la producción de amoníaco constituirá sólo el 3,5% de la producción corriente de gas y menos del 1% de la producción de petróleo y hulla. La industria puede contar con que ha de producirse un aumento gradual del costo de estas materias primas tan buscadas, lo cual puede traducirse en un desplazamiento considerable hacia la hulla como materia prima para la obtención de amoníaco hacia finales de siglo.

La fosforita está distribuida con gran amplitud, aunque en forma desigual, tanto en los países en desarrollo como en los desarrollados y no hay temor de ninguna escasez continuada. En estos últimos años, los descubrimientos se producen a un ritmo muy superior al del consumo. La presente tendencia hacia la explotación de fosforitas más pobres quizá continúe, lo que puede obligar a los productores y consumidores a perfeccionar más sus métodos de evaluación, especificación, clasificación por calidades y selección de la fosforita que haya de utilizarse para la fabricación de fertilizantes fosfatados. Como los suministros disponibles para la exportación están controlados por un número relativamente pequeño de países, es posible que las disponibilidades y el

precio no siempre se rijan por la ley de la oferta y la demanda.

Es difícil valorar los cambios que puede haber en el suministro de azufre, por la variedad de formas en que se produce y también por el hecho de que, en la actualidad, las reservas de mayor importancia de hulla y de yeso no suponen competencia económica. El aumento del empleo del gas natural y de los productos derivados del petróleo, unido a un mayor rigor de las normas para la salvaguardia del medio ambiente, conducirá a un aumento constante de la recuperación de azufre elemental y de la recuperación del dióxido de azufre originado por combustiones y en las fundeñas. Durante la mayor parte del periodo considerado, el azufre elemental continuará siendo la fuente de mayor importancia, pero es posible que hacia finales del periodo se observe un desplazamiento hacia otras formas, de mayor costo.

Existen abundantes reservas de potasa. Ahora bien, un hecho muy significativo es que se encuentran principalmente en unos pocos países desarrollados. Por lo tanto, salvo en el caso de que se encuentren y exploten yacimientos en los países en desarrollo —lo cual requeriría quizá unos 10 años— la mayoría de los países en desarrollo tendrán que seguir contando con las importaciones durante el futuro previsible.

Un producto que se consume en grandes cantidades en la fabricación de fertilizantes es el agua. La cantidad de agua utilizada puede reducirse mediante un diseño apropiado de los sistemas de refrigeración, pero las fábricas de fertilizantes siempre serán grandes consumidoras de agua. El agua es factor importante para el funcionamiento de estas fábricas y puede ser un factor decisivo para determinar su ubicación. El problema del suministro de agua es factor clave en la producción de amoníaco, por ejemplo, en la zona del Golfo Pérsico. También es un problema en la obtención de fosforita en el Perú, norte de África y Asia occidental.

3. Materiales fertilizantes orgánicos

Los fertilizantes orgánicos y los químicos desempeñan papeles complementarios en el aumento de la producción de alimentos; los fertilizantes químicos estimulan la producción de materiales orgánicos, y la recuperación de materiales orgánicos de desecho sirve de suplemento a los fertilizantes químicos y reduce la cantidad que de éstos se requiere. La cantidad total de elementos nutrientes contenida en los desechos orgánicos es impresionante: en 1971, el contenido en NPK estimado de los materiales orgánicos disponibles excedió al de los fertilizantes químicos en los países en desarrollo por un factor de 7:1.

aproximadamente. Sin embargo, la mayoría de estos materiales "de desecho" ya se están utilizando bien sea para la producción de fertilizantes bien como combustible o con otros fines. Los que no se están utilizando presentan problemas técnicos, económicos o sociales de difícil solución, dada su baja concentración en elementos nutrientes y también, a veces, la posibilidad de que su uso entrañe efectos perjudiciales.

El aumento de la eficiencia de aprovechamiento de los materiales de desecho orgánicos presenta gran interés, y hay en curso muchos estudios prometedores orientados hacia el aprovechamiento del valor de estos desechos como fertilizante o como fuentes de energía, y también hacia la eliminación de los elementos contaminantes. Aunque todo esto es muy positivo, la cantidad de fertilizantes obtenida además de la que ya se viene obteniendo no cubrirá probablemente un gran porcentaje de las futuras necesidades de fertilizantes. La eliminación de desechos urbanos, problema que irá cobrando importancia con el desarrollo de las ciudades, quizá presente oportunidades para la obtención de productos fertilizantes.

Los materiales orgánicos ofrecen ventajas en cuanto mejoran las propiedades físicas del suelo y su capacidad de retención de la humedad. Por lo tanto, el llevar de nuevo los residuos de las cosechas al suelo vegetal es buena práctica agrícola, que debe alentarse. A medida que aumenta el uso de los fertilizantes químicos, se elevan los rendimientos agrícolas y se dispone de más residuos vegetales que reutilizar, reforzando así el contenido de los suelos en materia orgánica.

4. Localización de las fábricas de fertilizantes

La ubicación de una fábrica debe seleccionarse de forma tal que se minimicen las necesidades de capital inicial y los costos de explotación y distribución. En la mayoría de los casos, el resultado que se persigue en última instancia es el de minimizar el costo del fertilizante entregado al agricultor. Ahora bien, en las decisiones sobre ubicación de fábricas suelen entrar en juego otras consideraciones, tales como la seguridad nacional o la autosuficiencia, el ahorro de divisas, y la asistencia a las regiones menos desarrolladas. Si bien todas estas consideraciones son válidas, hay que tener siempre en cuenta la influencia que tengan en el costo de los fertilizantes y, por lo tanto, en la producción de alimentos.

La planificación de la producción y la comercialización de fertilizantes sobre base regional o comarcal tiene muchas ventajas. Los estudios efectuados sobre localización de fábricas han puesto de manifiesto que se pueden reducir considerablemente las necesidades de capital ini-

cial y los costos de explotación cuando la planificación se efectúa a escala regional, más que en el plano nacional. Esa planificación de ámbito amplio contribuiría en gran medida a que se utilicen mejor los recursos de cada uno de los países de la región, como el gas natural para la producción de amoníaco en un país, el azufre o ácido sulfúrico en otro, la fosforita en un tercero, y quizá la potasa en un cuarto. Cabe considerar una solución intermedia en la cual los países que no cuenten con materias primas instalen una capacidad de producción autóctona suficiente para satisfacer parte de sus necesidades y cubran las restantes con importaciones. Cuando no sea posible la cooperación regional, quizá sea útil la concertación de acuerdos bilaterales o tripartitos.

5. Comercialización

Se entiende aquí por "comercialización" las actividades de distribución, transporte y venta de fertilizantes a los agricultores. Objeto de la comercialización es cuidar de que se disponga fácilmente de fertilizante idóneo en lugar adecuado y en momento oportuno, y convencer al agricultor de que debe comprarlo y utilizarlo. Todas estas funciones son de importancia capital.

En la mayoría de los casos, además de los servicios de almacenamiento en fábrica, se han de disponer centros que, a nivel de región o de aldea, se encarguen de almacenar y distribuir los fertilizantes tan pronto como se necesiten. Hay que elaborar estimaciones precisas de la demanda de fertilizantes en cada una de estas localidades a fin de que cada centro pueda abastecerse antes de que surjan las correspondientes necesidades estacionales. Para minimizar los costos, hay que planear cuidadosamente los medios de transporte disponibles (vías acuáticas, ferrocarriles y carreteras); será preciso mejorar y ampliar los transportes para hacer frente con éxito a la necesidad de transportar el mayor volumen de fertilizantes que ha de facilitarse a los agricultores, y el mayor volumen de productos agrícolas que ha de llevarse al mercado.

Para proporcionar el tipo de fertilizante más apropiado para los diversos cultivos y las diversas comarcas, quizá convenga dotar de instalaciones de mezcla a los centros de distribución comarcales o locales. Estas instalaciones pueden ser para mezcla simple, mezcla a granel o granulación. Se pueden añadir nutrientes secundarios o micronutrientes cuando haya necesidad local de los mismos. Para que estos centros de comercialización resulten eficaces hay que establecer la debida coordinación con las recomendaciones emanadas de grupos de investigación o de extensión y con los programas de educación en materia agronómica.

Las necesidades totales de capital para la comercialización pueden ascender a una cantidad igual, o muy aproximada, a la necesaria para costear las instalaciones de producción. Los gastos de comercialización comprenden los de los medios de transporte y los de establecimiento de centros de comercialización regionales dotados de instalaciones para la mezcla a granel o la granulación, el ensacado y el almacenamiento. También incluyen el costo de los centros comarcales de distribución y los gastos de explotación correspondientes al almacenamiento de material y a la obtención de créditos.

Para que los agricultores utilicen mayores cantidades de fertilizantes hay que convencerlos de que les trae cuenta. Sólo hay tres maneras de hacer que el fertilizante resulte más provechoso, a saber:

- a) Reduciendo su costo.
- b) Aumentando su eficacia, y
- c) Subiendo el precio de los productos agrícolas.

En relación con el costo del fertilizante, lo primero que hay que hacer es maximizar la eficiencia de los sistemas de producción y de comercialización.

La eficacia del fertilizante puede aumentarse utilizando mejores productos, equilibrando mejor los nutrientes, aplicándolos en momento y lugar más oportunos, mejorando las variedades vegetales, perfeccionando las prácticas de cultivo y de control del agua y de las malas hierbas, e intensificando la labor de protección de los cultivos contra las plagas y otras enfermedades.

El precio que el agricultor recibe por sus productos puede aumentarse mejorando los sistemas de comercialización y transformando los productos agrícolas.

Aun en el caso de que los agricultores estén convencidos de que les trae cuenta utilizar más fertilizantes, muchos de ellos no podrán comprarlos si no disponen de alguna fuente de crédito. Por consiguiente, es esencial disponer algún sistema de crédito agrícola para la compra de fertilizantes. Mejor todavía sería hallar la forma de financiar todos los insumos que son esenciales para aprovechar los fertilizantes lo mejor posible.

Además de todo esto, se puede hacer más atractivo para el agricultor el uso del fertilizante por diversos medios artificiales, tales como los subsidios para fertilizantes, las desgravaciones fiscales, los créditos subvencionados o las subvenciones a la cosecha. Estos métodos tienden a ser caros y, a veces, surten menos efecto de lo esperado. Con frecuencia, puede que resulte más eficaz destinar esa misma cantidad de dinero a mejorar la eficacia del empleo de los fertilizantes y

la eficacia de las operaciones de fabricación y de distribución.

Como son relativamente pocos los países que cuentan con recursos suficientes para alcanzar la autosuficiencia en la producción de fertilizantes, a los países de una misma región les puede resultar mutuamente beneficioso poner en común no solamente la producción sino también la comercialización.

6. Financiación

Para ver de determinar qué tendencias se observan en cuanto a fuentes de financiación se ha efectuado un estudio de la financiación de proyectos de fabricación de fertilizantes.

Por orden de porcentaje de casos en que cada fuente de financiación interviene (y no necesariamente por orden de cuantía de las contribuciones monetarias respectivas) las fuentes de financiación de diez proyectos distintos fueron las siguientes:

1. Empresa extranjera, inclusive participación en el capital
2. Participación del sector público del país huésped
3. Grupo del Banco Mundial
4. Instituciones financieras extranjeras
5. Financiación por el propietario
6. Instituciones financieras locales
7. Banco o fondo de desarrollo regional
8. Ayuda gubernamental bilateral o préstamo en condiciones de favor
9. Créditos de proveedores concedidos mediante bancos de exportación-importación o en virtud de otros arreglos.

Los proyectos en gran escala en países en desarrollo entrañan la participación de los elementos siguientes:

1. Empresa extranjera, mediante participación en el capital social, aportación de tecnología, conocimientos técnicos ("know-how"), equipo, capacitación y comercialización.
2. Intervención decidida de las autoridades del país huésped mediante medidas de financiación, garantías, provisión de mano de obra local, e infraestructura.
3. Financiación internacional, suministrada por bancos de ámbito mundial o regional, bancos comerciales o consorcios bancarios.

Se han advertido ciertas tendencias, que pudieran proyectarse hacia el futuro, para proporcionar la mucho mayor cantidad de recursos

financieros que será necesaria en atención al crecimiento previsto para la industria de los fertilizantes en lo que queda de siglo.

Una de estas tendencias es el creciente número de empresas mixtas en las que cada vez se da con más frecuencia el caso de coparticipes que combinan sus puntos fuertes para resolver los problemas de los costos, riesgos, tecnología, comercialización y suministro de materias primas.

Otra tendencia es el desplazamiento hacia la propiedad pública más bien que la del sector privado, particularmente por lo que se refiere a las unidades de producción. Esto puede deberse a la creciente frecuencia con que la financiación por parte del país aportante va vinculada a conductos gubernamentales más que a empresas privadas.

Una labor más cuidadosa de planificación y de examen de todos los problemas técnicos y de comercialización contribuye a determinar si un proyecto es o no viable y, por consiguiente, a atraer capital, tanto de préstamo como de participación.

Los países que cuentan con abundantes materias primas que les proporcionan unos ingresos continuados desarrollarán su industria de fertilizantes mediante financiación directa, a menudo en cooperación con un asociado industrializado que aporte los conocimientos técnicos y administrativos especializados necesarios. Estos países pueden también contribuir a financiar proyectos en otros países en desarrollo mediante la aportación de capital de préstamo o de participación.

No es probable que la ayuda gubernamental unilateral de los países industrializados desempeñe una función importante en la financiación, pues se trata de una cantidad de capital excesivamente grande. Sin embargo, parece ser que la financiación internacional aumentará y será suficiente para financiar proyectos bien concebidos siempre que en ellos se prevean ventajas mutuas, y que puedan llevarse a término en un régimen de mutua confianza y con espíritu de avenencia.

7. Mano de obra

El proyectado desarrollo de la industria de los fertilizantes requerirá mayores aportaciones de personal dotado de experiencia profesional, como son ingenieros, científicos, administradores, expertos en comercialización, operarios especializados en mantenimiento e instrumentación, y gran número de operarios calificados y semicalificados. El número total de personal y trabajadores adicionales que se necesitarán entre los años 1980 y 2000 es el que se muestra a continuación:

Total mundial	340.000
Países en desarrollo	209.000

En esta estimación sólo se han incluido las personas que han de ocuparse directa y exclusivamente de actividades de producción y distribución. No comprende a los trabajadores de los sectores de minería, beneficio y transporte de materias primas; a los vendedores al por menor que venden fertilizantes junto con otros suministros para la agricultura; ni a muchas industrias auxiliares, tales como las de producción de sacos, la maquinaria para la aplicación de fertilizantes, la fabricación de equipo, el ramo de la construcción, etc. Probablemente, ascenderá a un millón o más el número de trabajadores, sobre todo los de servicios de extensión agrícola, cooperativas, y comerciales en fertilizantes, que habrán de recibir cierta capacitación en cuanto a la producción de fertilizantes o a su manipulación o trabajos conexos; además, cientos de millones de agricultores que utilizan los fertilizantes habrán de recibir capacitación para utilizarlos debidamente. Asimismo, a medida que se retiren trabajadores, habrá que formar jóvenes que los reemplacen.

Dada la magnitud de la labor de capacitación de este gran número de personas de países en desarrollo, es preciso planear cuidadosamente los programas de capacitación necesarios. Cuando sea menester, deberá emplearse a grupos de expertos extranjeros que supervisen las operaciones iniciales de las fábricas y formen personal local que pueda reemplazarlos. El uso de expertos o consultores extranjeros podría continuar, e ir disminuyendo, a lo largo de un periodo de tres años o mientras siga siendo necesario para lograr la debida eficiencia en cuanto a producción y a distribución.

8. Control de la contaminación

La medida en que se puedan regular los efluentes gaseosos y acuosos de las plantas de fertilizantes quizá dependa de las prioridades nacionales y de la ubicación de la fábrica. Con todo, es factor éste que no debe pasarse por alto. Aun en el caso de fábricas situadas en zonas poco habitadas, los trabajadores de las mismas tienen que vivir cerca necesariamente. Si el entorno se deteriora por emisiones procedentes de las fábricas, se producirá una situación de insatisfacción de los empleados y de relaciones laborales deficientes. La contaminación puede perjudicar a otras industrias e incluso originar enfermedades o, en casos extremos, la muerte. Si se trata de ríos que discurren también por otros países, pueden surgir complicaciones internacionales.

En el capítulo XXIII se indican los tipos de efluentes líquidos y gaseosos y de desechos sólidos que más probablemente produzcan las fábricas de fertilizantes, y las medidas que suelen tomarse para minimizar su efecto sobre el medio ambiente.

En general, la labor de lucha contra la contaminación debe proponerse los objetivos siguientes:

1. Proteger la salud y el bienestar de los empleados de la fábrica controlando la calidad de la atmósfera de la misma y reduciendo al mínimo el contacto con las sustancias tóxicas.
2. Evitar que sufran daño los cultivos, los animales, las personas y los seres acuáticos de zonas cercanas como consecuencia de la contaminación atmosférica o acuosa.
3. Mantener la calidad de los ríos y de los lagos a fin de que otras industrias y personas que utilicen el agua no resulten perjudicadas.
4. Regular la descarga de efluentes en océanos, mares, estuarios o puertos para impedir que causen daño a la industria pesquera, a otras industrias, o al turismo.

D. Políticas de los gobiernos y de los organismos internacionales

Evidentemente, el logro del ritmo de expansión previsto para la industria de los fertilizantes de los países en desarrollo dependerá en gran medida de la política que apliquen los diversos gobiernos y de la de los organismos internacionales. En un informe del CIDE, titulado *Suggested Fertilizer-Related Policies* (Technical Bulletin, IFDC T-10, agosto 1977), se examinan diversas políticas que coadyuvarán al logro de estos fines. Dada la gran variedad de los sistemas socioeconómicos que rigen en los múltiples países afectados, las políticas aceptables variarán de un país a otro. Por consiguiente, las políticas sugeridas se expresan con frecuencia en función de los objetivos que esas políticas persiguen.

Los objetivos nacionales prioritarios son:

1. Estimulo de la exploración encaminada a descubrir y definir la magnitud y la calidad de los recursos de materias primas necesarios para la fabricación de fertilizantes. Ese estímulo puede promoverse mediante la aplicación de políticas que atraigan la inversión de capitales por medio de la constitución de empresas mixtas, concesiones mineras o de otro tipo u otros acuerdos basados en una repartición equitativa de los productos o utilidades o bien mediante programas de exploración de ámbito nacional.
2. Realización de trabajos de investigación y desarrollo tecnológico, con inclusión de estudios económicos encaminados a determinar cuál es el uso óptimo de los recursos para hacer frente a las necesidades presentes y a largo plazo de los países. No hay que olvidar

los aspectos de conservación y del medio ambiente.

3. Desarrollo de planes para sistemas de producción y distribución de fertilizantes que prevean la máxima eficiencia y economía utilizando un nivel tecnológico que guarde la debida proporción con las necesidades y capacidades de los países. Se debe prestar especial atención a las políticas encaminadas a intensificar la utilización de la capacidad de producción de fertilizantes y a reducir los costos de producción y distribución.
4. Estimulo al uso del fertilizante destacando en especial la reducción de sus costos mediante una producción y distribución más eficientes y mejorando asimismo la eficiencia del uso de fertilizantes mediante una labor de educación de agricultores e investigación agro-económica. No se deben conceder subvenciones directas ni indirectas sin considerar antes otras posibilidades distintas de acción.
5. Empleo y desarrollo de los recursos humanos, prestando la debida atención a la selección del nivel de tecnología, los programas de capacitación y las políticas de personal que premien la eficiencia y la consecución de logros.
6. Estrecha coordinación de todos los organismos interesados, a nivel de trabajo. Se debe prestar especial atención a la coordinación de los programas agrícolas y de desarrollo de la infraestructura con las actividades de producción y/o distribución de fertilizantes.
7. Exploración de las posibilidades de integrar la fabricación de fertilizantes con otras industrias. Estas posibilidades deben buscarse y aplicarse cuando resulten ventajosas. Por ejemplo, se puede planear una industria de fundición de cobre en forma tal que produzca ácido sulfúrico para una planta de producción de fertilizantes fosfatados.

Los organismos internacionales deben adoptar o continuar aplicando políticas encaminadas a efectuar una labor de investigación y desarrollo tecnológicos en aquellas esferas en que ello resulte de beneficio general para los países en desarrollo. Se debe dar prioridad a la elevación de la cantidad y la eficiencia del empleo de fertilizantes mediante medidas tales como las siguientes:

1. Actividades de promoción con las que demostrar el valor de los fertilizantes como medio de aumentar la producción agrícola, y contribuir al desarrollo de los mercados.
2. Desarrollo y utilización de mejores formas o composiciones de los materiales fertilizantes, especialmente aquellos que puedan resultar

más efectivos en la agricultura tropical o subtropical.

3. Perfeccionamiento de las modalidades y de la oportunidad de la aplicación, y debido equilibrio de los nutrientes.
4. Otras prácticas perfeccionadas (regulación del aporte de agua, protección fitosanitaria, etc.)
5. Desarrollo de nuevas variedades de plantas que utilicen el fertilizante con mayor eficacia o suministren parte de sus necesidades mediante la fijación simbiótica del nitrógeno.

Los organismos internacionales deben también prestar su ayuda mediante una labor de investigación y desarrollo tecnológico sobre la utilización de tipos de menas de difícil explotación que se dan en varios países en desarrollo. Esta actividad puede incluir perfeccionamientos de nuevas técnicas de extracción y beneficio, selección o adaptación de procesos, o desarrollo de nuevos procesos.

Identificación —o desarrollo y adopción— de procesos tecnológicos apropiados, lo cual resultaría utilísimo para muchos países que se encuentran en las primeras fases de su desarrollo. Estos procesos deben requerir fábricas pequeñas, sen-

cillas y poco costosas, en las que a menudo se utilice gran cantidad de mano de obra.

Los organismos internacionales deben reunir, evaluar y difundir información sobre los aspectos tecnológicos y económicos de la fabricación, distribución y empleo de fertilizantes. Esta información debe incluir los resultados de la labor de investigación y desarrollo tecnológicos más arriba señalada.

Los organismos internacionales de financiación deben prestar apoyo al establecimiento de nuevas facilidades de producción cuando no haya otra manera posible de conseguir capital de inversión. Deben apoyar los proyectos encaminados a la transferencia de nueva tecnología, incluyendo, cuando así proceda, la de bajo nivel.

Los organismos internacionales competentes deben mejorar cuanto se refiere a la reunión, evaluación y divulgación de datos referentes al consumo, la demanda y el suministro de fertilizantes, incluida su correlación con la producción de alimentos y los suministros de materias primas. Deben utilizar esta información para poder pronosticar con mayor oportunidad y precisión las necesidades a fin de promover el ordenado desarrollo de la industria. El Grupo sobre fertilizantes ONUDI/FAO/Banco Mundial viene prestando gran atención a este asunto.

III. Función de los fertilizantes en la agricultura

A. Introducción

La agricultura no ha dejado de evolucionar desde la revolución agrícola inicial, producida hace unos diez mil años. Esta revolución inicial se produjo cuando se logró domesticar a los animales y poner también a las plantas al servicio del hombre; y condujo a la producción de alimentos en cuantía superior a la de las necesidades de la población agrícola. Al haber un excedente agrícola disponible para su consumo por los habitantes de las ciudades, se inició el crecimiento de las plazas comerciales locales y de las ciudades. Este desarrollo de los centros urbanos permitió encauzar las energías del hombre hacia actividades no agrícolas y condujo a los progresos del conocimiento científico y subsiguientes avances tecnológicos en que tanto se basa la agricultura moderna [1].

Al paso que aumentó la capacidad de producción de alimentos, creció la población humana [2]. Esta intensificación del crecimiento de población ejerció nuevas presiones sobre los suministros de alimentos, lo que llevó a que se pusieran en cultivo mayores extensiones, se cultivasen las tierras de labranza existentes en forma más intensiva o se mejorase la tecnología. A menudo, los factores coadyuvantes al aumento de la producción actuaban de consuno: la influencia de cada factor dependía de la escasez relativa de los insumos del proceso de producción agrícola [3]. En general, empero, el producto agrícola aumentó primordialmente por el aumento de las extensiones dedicadas al cultivo y a pastizales. Históricamente, las presiones creadas por el aumento de la relación hombre: tierra se atenuaron en parte por los estragos causados por las hambres generalizadas, que redujeron la población, y por la migración hacia zonas menos densamente pobladas, con lo que aumentó la disponibilidad de tierras. Las grandes migraciones desde los valles de los ríos chinos a otras partes de China y del sudeste de Asia, así como la migración europea a Oceanía y al Nuevo Mundo se debieron en parte a las presiones ejercidas sobre las tierras de labranza y al hecho de que la tecnología de producción agrícola permanecía casi estática.

Entre los factores originarios de las presiones que antes del siglo XX pesaban sobre los recursos de tierras predominó el descenso de la fertilidad

de los suelos que acompañaba a la agricultura permanente. El sistema consistente en descuajar bosques y quemarlos para poner las tierras en cultivo se utilizó mucho en la mayoría de las zonas no situadas en valles con buen riego o en sistemas valle-delta en los que la acumulación de limo tendía a restaurar alguno de los nutrientes del suelo. Al aumentar la población, declinó el periodo de barbecho, declinó la fertilidad de los suelos y, finalmente, con el sistema de cultivo continuado, los rendimientos se estabilizaron, pero a un nivel bajo, por lo general [4, 5]. Incluso zonas templadas, como Europa, se mantuvieron durante periodos muy largos por el sistema de los barbechos forestales, el cultivo migratorio en monte bajo y pastizales, y diversas formas de barbechos cortos [6]. Los bajos niveles de rendimiento equilibrado conseguidos por el régimen de cultivo continuado en terrenos regados por la lluvia o por sistemas de irrigación lograron a veces elevarse gracias a mejoras tecnológicas tales como la revolución agronómica inglesa, que se tradujo en el sistema de rotación de cultivos de Norfolk, centrado en gran medida en el forraje y los pastos en verde y en la aplicación de mayores cantidades de estiércol para mejorar la fertilidad del suelo. De todos modos, el sistema seguía dependiendo casi exclusivamente de insumos aportados por el sector agrario [7].

La revolución industrial puso en marcha la cadena de acontecimientos que ha conducido a la agricultura actual de los países desarrollados, que se caracteriza por el fuerte volumen de compras de insumos procedentes del sector no agrícola y la extendida aplicación de la ciencia y la tecnología al proceso de producción agrícola. Elemento destacado entre estos insumos que en la actualidad se adquieren son los fertilizantes químicos.

La transición de la agricultura preindustrial, que se caracterizaba por unas tasas de aumento anual de la producción agrícola a largo plazo del 1% aproximadamente, a la agricultura de hoy en día, en la que las tasas de crecimiento oscilan entre el 2 y el 4 por ciento, se ha debido en gran parte a la posibilidad de solucionar los mencionados problemas de fertilidad del suelo. Aunque parte de los progresos logrados en esta esfera se han conseguido mediante una utilización más intensiva del sistema de rotación de cultivos y de aplicación de abonos en verde, la causa prepon-

derante de la elevación del aporte de nutrientes a los cultivos ha sido el aumento de la aplicación de fertilizantes químicos.

1. Contribución de los fertilizantes a la producción agrícola

En diversos estudios se ha tratado: *a)* de estimar la contribución de los fertilizantes al aumento registrado en la producción agrícola a lo largo del tiempo o *b)* de estimar la parte de la producción agrícola corriente imputable al insumo de fertilizantes. En general, en los países en desarrollo la proporción de la producción total de alimentos imputable al uso de fertilizantes es pequeña, pero la contribución de los fertilizantes a los posteriores aumentos del producto es muy superior [8]. En la mayoría de los países desarrollados, la relación está más equilibrada. La contribución de los fertilizantes depende mucho de las fuentes de que dimana el aumento en la producción, ya se trate del aumento de la extensión cultivada o del aumento del rendimiento por hectárea cultivada. Las aplicaciones de fertilizantes, si bien pueden ser necesarias para poner en cultivo nuevos terrenos, actúan principalmente en el sentido de elevar los rendimientos. Pinstrup-Andersen discute los métodos existentes para estimar la contribución relativa de los fertilizantes a la producción [8]. En el cuadro 1 se resumen sus estimaciones, que se aplican únicamente a los países en desarrollo con economía de mercado y a

los cultivos cerealistas. Herdt y Barker, partiendo de la hipótesis de que la relación de respuesta al fertilizante es de 10:1, han calculado que, en 1971-72, la contribución máxima de los fertilizantes a la producción cerealista total del Asia Meridional y Sudoriental fue de 9,4%, mientras que la contribución de los fertilizantes al aumento de la producción cerealista fue del 51,2% [9]. Piensa Ewell que quizá el 50% nada menos del aumento de la producción cerealista habido durante los últimos veinte años es imputable al aumento en el empleo de fertilizantes [10]. En los Estados Unidos, Christensen y sus colaboradores estimaron que el 55% del aumento de rendimiento de los cultivos cerealistas de los Estados Unidos registrado durante el periodo 1940-55 se ha debido al fertilizante, mientras que el Consejo de Ciencia y Tecnología Agrícola ha estimado que se debió al fertilizante aproximadamente una tercera parte de la producción de cereales en Estados Unidos [11, 12]. Shaw y Durost atribuyeron el 25% del aumento de 2.511 kg/ha habido en la producción de maíz en los Estados Unidos en el periodo comprendido entre 1928 y 1962 al empleo de fertilizantes, mientras que Auer y Heady, utilizando las cifras de rendimiento conseguidas para el maíz en el Midwest de los Estados Unidos en el periodo 1939-61, calculan que de un aumento total de 1.620 kg/ha, 508 kg corresponden a la contribución del fertilizante [13, 14]. Este enfoque fue ampliado por Auer, Heady y Conklin en su análisis de la elevación del rendimiento obtenido en el caso del maíz en el Midwest estadounidense

CUADRO 1. CONTRIBUCION ESTIMADA DEL FERTILIZANTE A LA PRODUCCION DE CEREALES EN LOS PAISES EN DESARROLLO CON ECONOMIA DE MERCADO, 1948-1952 Y 1972-1973

	Africa	América Latina	Cercano Oriente	Lejano Oriente	Países en desarrollo con economía de mercado
Aumento total de la producción cerealista anual (10 ⁶ toneladas) ^d	12,339	40,527	21,000	81,518	155,413
Estimación del incremento anual imputable al fertilizante (10 ⁶ toneladas) ^b	2,523	10,779	9,240	26,226	48,243
% del aumento total de producción imputable al fertilizante ^b	20,4	26,6	—	32,2	31,0
% del aumento total de rendimiento imputable al fertilizante ^b	36,4	64,9	—	49,2	57,0
Estimación de la tasa anual compuesta del aumento de la producción cerealista imputable al fertilizante, en % ^c	—	1,03	0,97	0,62	0,75
% de participación del aumento de la producción imputable al fertilizante en el aumento de la tasa anual compuesta	—	27,1	32,5	28,0	29,8
% del aumento total del rendimiento imputable al fertilizante	—	66,1	83,1	42,8	54,8
Estimación del % de la producción total de 1972-1973 imputable al fertilizante ^d	6,6	16,2	—	15,0	15,2

Fuente: Adaptado de Pinstrup-Andersen [8].

^aCifras basadas en estimaciones contenidas en el *Anuario de Producción de la FAO*.

^bElfectuada basándose en los aumentos del uso de fertilizantes para los cultivos cerealistas y en una tasa media de respuesta de 10 kg de cereales por kg de fertilizantes (nutrientes).

^cCifras basadas en las estimaciones de la función de producción de Evenson [18].

^dEl total de la producción imputable al fertilizante se ha estimado basándose en una relación media de respuesta de 10:1.

durante el periodo 1939-61 [15]. En la siguiente tabla se indica la forma en que estos autores consideran divididos los aumentos de rendimiento:

	kg ha	Porcentaje del aumento total de rendimiento
Rendimiento en 1939	1 883	—
Rendimiento en 1961	3 503	—
Aumento del rendimiento	1 620	100,0
Aumento imputable a:		
Mayor uso de fertilizantes	508	31,4
Mejora de las variedades	578	35,7
Ubicación de la producción	289	17,8
Otros factores	245	15,1

Durante el periodo señalado en la tabla se adoptaron rápidamente variedades mejoradas, lo cual puede explicar la influencia relativamente grande de este factor. Más recientemente, Perrin y Heady han estimado el efecto de los fertilizantes nitrogenados en cierto número de cultivos del Midwest estadounidense [16]. Sus resultados han mostrado que, durante los últimos años del decenio de 1960 y los primeros años 70, los fertilizantes nitrogenados fueron, con mucho, el factor que más contribuyó a elevar los rendimientos en maíz; que alcanzaron igual importancia que las semillas híbridas en el caso del sorgo; y que tuvieron una importancia mucho menor como factor coadyuvante a los rendimientos obtenidos en trigos de secano. Finalmente, las estimaciones de la TVA fijan la contribución corriente del fertilizante a la producción total de cultivos estadounidense en un 37% [17].

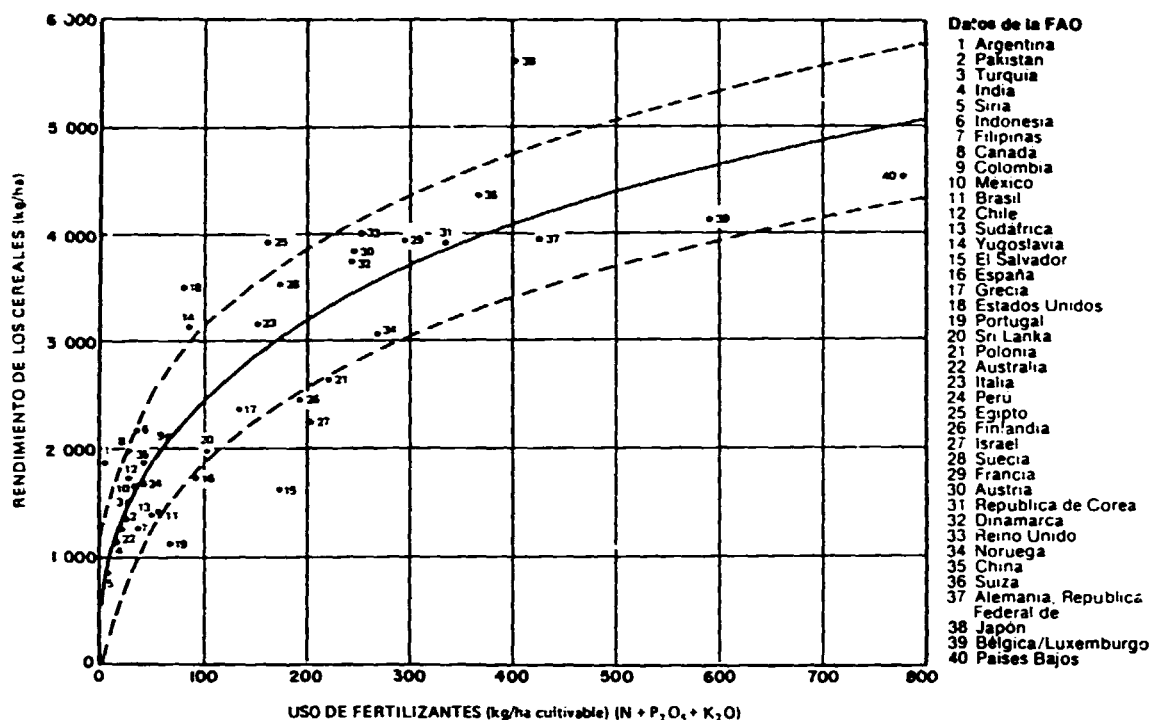
Independientemente de lo que pueda haber contribuido a los aumentos de producción, hay que señalar que el fertilizante rara vez es el único factor que limita la producción agrícola o el que brinda la solución completa de los problemas de abastecimiento de alimentos. Prestar excesiva atención a uno solo de los insumos necesarios para la producción es desconocer la compleja red de relaciones mutuas propias del proceso de producción agrícola [18]. La función, de capital importancia, de aprontar los insumos adecuados que complementen el efecto del uso del fertilizante corresponde a lo que se ha dado en llamar enfoque global o "en paquete". Schultz ha caracterizado a la agricultura tradicional como un sistema agrícola que, en general, es pobre pero eficiente [19]. Es, también un sistema en el que no cabe identificar a ningún factor como único elemento limitativo del aumento de la producción y de la productividad. Es difícil obtener tasas elevadas de efecto para ningún factor aislado, como el fertilizante, porque uno o más factores adicionales limitan la respuesta económica al uso del fertilizante (o de otro insumo). Por lo tanto, la única forma de obtener, en la agricultura tradi-

cional, mayor rendimiento económico consiste en suministrar un "paquete" nuevo o mejorado de tecnologías de producción. Los componentes típicos de un "paquete" son: instalaciones nuevas, o mejores, de riego y de drenaje; variedades de cultivo con capacidad genética para responder fuertemente al aumento de los aportes de insumos, materiales, de fertilizantes y prácticas de fertilización; y perfeccionamiento de las capacidades utilizables en la lucha contra las plagas del campo.

Más en general, cabe señalar que, en el caso de los cultivos cerealistas, existe estrecha relación histórica entre los rendimientos y el uso de fertilizantes por hectárea de tierra labrantia (figura 1). Puede verse que, conforme aumentan los rendimientos, disminuye la capacidad del suelo de suministrar nutrientes en cantidad suficiente y aumenta el empleo de fertilizantes. Las observaciones, que quedan claramente por encima de los límites de confianza de la curva, representan zonas con suelos nativos de altísima fertilidad (Estados Unidos, Argentina), muy favorables relaciones de precios insumo:producto (Yugoslavia, Japón), o muy favorables factores ambientales, como la radiación solar y el riego (Egipto). Las observaciones que quedan por debajo de la curva representan casos en que no se ha suministrado en medida suficiente el necesario complemento de insumos técnico-directivos (El Salvador) o en los que escasea determinado insumo importante, como el agua de riego (Portugal, Israel). Con todo, debe advertirse que las tasas de aplicación de fertilizantes indicadas para cada país en la figura 1 se han obtenido dividiendo el volumen total de $N + P_2O_5 + K_2O$ utilizado en el país por el total estimado de hectáreas labrantias del país. La tasa de aplicación que así se obtiene puede diferir considerablemente de la tasa aplicada en los cultivos cerealistas. En algunos países, a los cultivos crematísticos o no alimentarios se les aplica fertilizante con mucha más intensidad que a los cultivos cerealistas. En algunos países, buena parte —o, incluso, la mayor parte— del fertilizante utilizado no se aplica a las tierras de labranza sino a los pastizales. En caso así, la cifra que se obtiene dividiendo fertilizante empleado por hectáreas cultivables es engañosamente elevada (p.e., Países Bajos y Australia).

Continúa este capítulo con el examen de algunos de los insumos clave relacionados con los fertilizantes y que contribuyen a que el uso de éstos resulte ventajoso (en particular, las relaciones suelo-planta-fertilizante). Se discuten luego los factores económicos del uso de fertilizantes con referencia a los diversos niveles en que se aplica, en el sector de los fertilizantes, el análisis económico.

Figura 1. Uso de fertilizantes y rendimiento de los cultivos cerealistas en 40 países, 1972-1976.



Fuente: Comunicación privada de J. W. Couston.

2. Efecto de los fertilizantes en la producción agrícola

El análisis del sistema de producción agrícola permite identificar, con perspectiva adecuada, la función de los fertilizantes en la producción agrícola. En las secciones subsiguientes del presente trabajo se recapitulan las características principales del sistema de producción prestando atención especial a los aspectos que guardan relación directa con los fertilizantes. Se discuten el desarrollo del perfil del suelo y la influencia de las propiedades físicas, químicas y biológicas de éste en relación con las cantidades de nutrientes naturales de que dispone para el crecimiento de las plantas. Se analizan luego la influencia que sobre el crecimiento de las plantas ejercen los nutrientes contenidos en los fertilizantes y, finalmente, se exponen las modificaciones que sufre esa influencia como consecuencia de las características genéticas de los cultivos, de las prácticas de labranza y de la humedad del suelo.

3. El suelo

Los componentes ambientales del sistema de producción agrícola son el suelo, el agua, el aire y

la energía solar. Véase como definen Buckman y Brady [20] el término "suelo":

"El suelo puede definirse como un cuerpo natural, sintetizado, en forma de perfil, a partir de una mezcla variable de minerales fragmentados y erosionados y de materia orgánica en descomposición, que cubre la tierra formando una delgada capa y que, cuando contiene las cantidades debidas de aire y de agua, proporciona a las plantas soporte mecánico y, en parte, su sustento".

El primer concepto de esta definición es que el suelo vegetal es un cuerpo natural, desarrollado primordialmente por efecto de los factores que lo constituyen sobre el material matriz, que es el lecho rocoso. Los factores que influyen en esta formación son: a) el clima, en particular la temperatura y el régimen de precipitaciones; b) los organismos vivos, en especial la vegetación nativa; c) la índole del material matriz, en lo que respecta a textura, estructura, composición química y composición mineralógica; d) la topografía de la zona; y e) el tiempo cronológico.

Marca el desarrollo del suelo la aparición de horizontes del suelo, que son capas horizontales que difieren en cuanto a propiedades físicas, químicas y biológicas. La secuencia de horizontes constituye el perfil del suelo. Los factores consti-

tuyentes del suelo tienen distintas intensidades según el lugar en que éste se encuentre; así pues, cada suelo tiene su perfil.

La diferenciación del perfil del suelo en una secuencia de horizontes se produce primordialmente por meteorización. El agua de lluvia que va filtrándose por el material original ocasiona cambios mecánicos y reacciones químicas dentro del perfil. Los efectos mecánicos consisten principalmente en el descenso de las partículas más finas, como son las de arcilla, los limos y la materia orgánica en polvo fino, lo que deja un horizonte eluvial de color claro dominado por partículas más gruesas. Esta capa de color más claro suele recibir el nombre de horizonte A. Los ácidos orgánicos producidos por la materia orgánica en descomposición incrementan la capacidad de lixiviación del agua de lluvia que se filtra y ocasionan reacciones químicas durante el proceso de eluviación. Entre los principales productos de estas reacciones figuran la arcilla y los nutrientes solubles.

Al ir perdiendo velocidad el agua filtrada que desciende, los materiales objetos de eluviación van asentándose y depositándose, con lo que constituyen capas de material fino depositado que, debido a la acumulación de materia orgánica, son más oscuras. Esta capa se designa como horizonte B del perfil del suelo.

Por bajo del horizonte B queda la parte del lecho rocoso menos afectada por el proceso de formación del suelo vegetal. Este lecho rocoso suele consistir en auténtica roca madre, pero hay casos en que los horizontes superiores (es decir, los horizontes A y B) proceden de rocas situadas en algún lugar próximo y han sido transportados al lugar que ahora ocupan por la acción del viento, del agua o del hielo. Puede así suceder que los horizontes superiores no guarden la menor relación con la capa de material del horizonte C que queda debajo. Los horizontes A y B constituyen el llamado suelo vegetal, edafosuelo o "bisuelo".

El suelo contribuye al crecimiento de las plantas proporcionando a éstas apoyo mecánico y actuando como medio a través del cual obtienen las raíces los nutrientes minerales, el oxígeno y el agua.

Propiedades físicas de los suelos

Las diferencias existentes en cuanto a los factores que forman los suelos y en cuanto a la roca madre han producido la gran variedad de suelos que puede observarse en el mundo. Estas diferencias se reflejan en las propiedades y en la composición de los horizontes. Entre las propiedades físicas más evidentes de los horizontes cabe citar la profundidad, el color, la granulometría y la estructura.

La profundidad es la distancia entre las capas superior e inferior de un horizonte. A los fines de la producción agrícola, la profundidad del suelo vegetal o "bisuelo" se define como la profundidad resultante de sumar la de los horizontes A y B.

El color es elemento importante para distinguir unos horizontes de otros. Dos de los principales componentes del suelo que definen su color son el contenido en materia orgánica y la fase de oxidación de los compuestos férricos. Los horizontes oscuros corresponden a elevados contenidos en materia orgánica, mientras que los colores claros denotan que esos contenidos son bajos. El color rojo es típico de los suelos tropicales muy meteorizados, con componentes de hierro oxidados.

La granulometría, o textura, del suelo refleja la proporción relativa de partículas de arcilla, limo y arena en el horizonte del suelo. El horizonte A tiende a tener una textura más basta, mientras que el horizonte B tiene más fina textura, debido a la acumulación de partículas finas por deposición de material eluviado del horizonte A. Por lo general, los suelos de textura intermedia son los mejores para la producción agrícola.

La estructura del suelo refleja el grado de aglomeración de las partículas del suelo formando agregados. Los agregados dotan a los horizontes del suelo de una red de poros de diferentes tamaños que permiten la circulación del aire así como la filtración y retención del agua del suelo que el crecimiento de las plantas requiere. La estabilidad en agua de los agregados es una cualidad deseable de los suelos, puesto que permite el libre drenaje del exceso de agua sin perturbar la red de poros, evitando así que se produzca una situación de saturación en agua que es perjudicial para el crecimiento de la mayoría de las plantas. Los compuestos orgánicos que se originan por descomposición de la materia orgánica del suelo desempeñan una función importante como aglomerantes de las partículas del suelo, lo que eleva la estabilidad en agua de esos agregados.

La influencia de las propiedades físicas del suelo en el crecimiento de las plantas y en los rendimientos se refleja en la calidad del suelo como soporte del crecimiento de las plantas y en la capacidad del suelo de suministrar aire, agua y nutrientes a las raíces de las plantas.

Propiedades químicas de los suelos

La más importante propiedad química del suelo en relación con el crecimiento de las plantas es la capacidad de los suelos de suministrar a las plantas los nutrientes esenciales que necesitan para completar su ciclo vital. Para superar las fases de crecimiento y de reproducción, las plantas nece-

CUADRO 2. NUTRIENTES QUE REQUIERE EL CULTIVO DE MAÍZ, INCLUIDAS LAS RAÍCES, PARA OBTENER UN RENDIMIENTO DE 9.4 TONELADAS DE MAÍZ POR HECTÁREA

Substancia	Símbolo químico	Absorción kg/ha	Substancia	Símbolo químico	Absorción en kg/ha
Hidrógeno	H	— ^a	Hierro	Fe	3,36
Oxígeno	O	11 424 ^b	Manganeso	Mn	0,50
Carbono	C	8 736 ^c	Boro	B	0,11
Nitrógeno	N	317	Molibdeno	Mo	Indicios
Fósforo	P	58	Cloro	Cl	Indicios
Potasio	K	230	Cobalto	Co	Indicios
Calcio	Ca	65	Cobre	Cu	Indicios
Magnesio	Mg	56	Cinc	Zn	Indicios
Azufre	S	40			

Fuente: The Fertilizer Institute, 1976, *The Fertilizer Handbook*, pp. 12 y 13, 1015 18th Street, N.W., Washington, D.C. (EE.UU.)

^aTomado de los 7 224-9 240 cm/ha de agua absorbida y evapotranspirada por las plantas durante el ciclo vegetativo.

^bTomado del aire por medio del proceso de fotosíntesis, respiración, y del agua.

^cTomado del aire.

sitan 17 elementos químicos. Algunos elementos esenciales se necesitan en cantidades bastante grandes y reciben el nombre de macronutrientes; hay un segundo grupo de elementos que se necesitan en cantidades algo menores y se denominan nutrientes secundarios; y los restantes elementos se requieren en cantidades relativamente pequeñas y se denominan micronutrientes. En el cuadro 2 se indican las cantidades que se estiman necesarias, por hectárea, para obtener 9,4 toneladas de maíz por hectárea.

El carbono y parte del oxígeno lo toman las hojas del aire. El resto del oxígeno y el hidrógeno se toman del agua que absorben las raíces. Todos los demás nutrientes suelen tomarlos las raíces de la llamada solución del suelo, que está formada por el agua existente en el suelo, adsorbida a las partículas del mismo con tensiones de entre $\frac{1}{2}$ y 15 atm, y los aniones y cationes disueltos de los sólidos del suelo. Lo que realmente importa para el crecimiento de las plantas es la fracción del elemento químico contenido en el suelo que es soluble en la solución del suelo, más que la cantidad total que de ese elemento exista. La proporción de nutrientes asimilable por las plantas no es una fracción fija del total de nutrientes del suelo sino que depende, hasta cierto punto, de algunas propiedades del suelo, y puede variar con el tiempo y en función de las prácticas de cultivo.

En esa asimilabilidad de los nutrientes influyen ante todo las propiedades químicas del suelo, tales como la composición de la roca madre, la acidez o pH del suelo, la capacidad de cambio catiónico (CCC) y el contenido en materia orgánica. A continuación se examinan sucesivamente cada uno de estos factores.

Las rocas madre difieren en cuanto a composición química. Esto se aprecia en el cuadro 3, en el que se presenta la composición elemental de cuatro tipos distintos de roca. Una vez operado el

CUADRO 3. COMPOSICIÓN QUÍMICA DE LAS ROCAS DE LA CORTEZA TERRESTRE

Constituyentes	Composición de las rocas, % ^a			
	Rocas ígneas (95%) ^b	Esquistos (4%)	Arenisca (0,75%)	Caliza (0,25%)
SiO ₂	59,12	58,11	78,31	5,19
Al ₂ O ₃	15,34	15,40	4,76	0,81
Fe ₂ O ₃	3,08	4,02	1,08	0,54
FeO	3,80	2,45	0,30	0,06
TiO ₂	1,05	0,65	0,25	0,06
CaO	5,08	3,10	5,50	42,57
MgO	3,49	2,44	1,16	7,89
MnO	0,12	Indicios	Indicios	0,05
K ₂ O	3,13	3,24	1,32	0,33
Na ₂ O	3,84	1,30	0,45	0,05
CO ₂	0,10	2,63	5,04	41,54
P ₂ O ₅	0,30	0,17	0,08	0,04
SO ₂		0,65	0,07	0,05
S	0,05	—	—	0,09
H ₂ O	1,15	4,99	1,63	0,77
Total	99,65	99,15	99,95	99,98

Fuente: Jackson, M. L., 1964, "Chemical Composition of Soils", en *Chemistry of the Soil*, F. E. Bear, ed., pp. 71-141, Reinhold Publishing Company, New York, New York (EE.UU.).

^aLas cifras entre paréntesis indican el porcentaje que de cada tipo de roca existe en la corteza terrestre.

^bY metamórficas.

proceso de formación del suelo, la concentración de elementos en un suelo resultante típico ya no es la misma que la de la roca madre. El cuadro 4 muestra la concentración de elementos en ocho suelos. En general, el proceso de meteorización tiende a hacer que disminuya la concentración de los cationes solubles (Ca, Mg, K y Na) que en parte son disueltos y lixiviados por el agua de lluvia. Por otra parte, los elementos muy insolubles —como el Si, Fe, Mn y Al— tienden a aumentar su concentración relativa, ya que permanecen en su puesto después de resistir el efecto

CUADRO 4. COMPOSICION QUIMICA DE DETERMINADOS PERFILES DE SUELOS^a

Constituyentes	Arena fina de Norfolk, Florida	Legamo arenoso de Savanna, Virginia	Legamo de Ontario, Nueva York	Legamo de Elv., Nevada	Legamo limoso de Hagerstown, Tennessee	Legamo limoso de Cascade Oregon	Legamo limoso de Marshall Iowa	Arcilla de Summit, Kansas
SiO ₂	91,49	85,96	76,54	61,69	73,11	70,40	72,63	71,60
TiO ₂	0,50	0,59	0,64	0,47	1,05	1,08	0,63	0,81
Fe ₂ O ₃	1,75	1,74	3,43	3,87	6,12	3,90	3,14	3,56
Al ₂ O ₃	4,51	6,26	9,38	13,77	8,30	13,14	12,03	11,45
MnO	0,007	0,04	0,08	0,12	0,44	0,07	0,10	0,06
CaO	0,01	0,40	0,80	5,48	0,37	1,78	0,79	0,97
MgO	0,02	0,35	0,75	2,60	0,45	0,97	0,82	0,86
K ₂ O	0,16	1,54	1,95	2,90	0,91	2,11	2,23	2,42
Na ₂ O	Indicios	0,58	1,04	1,47	0,20	1,98	1,36	1,04
P ₂ O ₅	0,05	0,02	0,10	0,18	0,16	0,16	0,12	0,09
SO ₃	0,05	0,07	0,08	0,12	0,07	0,21	0,12	0,11
Pérdida por ignición	1,83	1,91	5,30	7,62	8,82	4,25	6,01	6,60
Nitrógeno	0,02	0,02	0,16	0,10	0,27	0,08	0,17	0,09

Fuente: Buckman, H. D., y N. C. Brady, 1969. *The Nature and Properties of Soils*, p. 24, The Macmillan Company, New York (New York, EE.UU.)

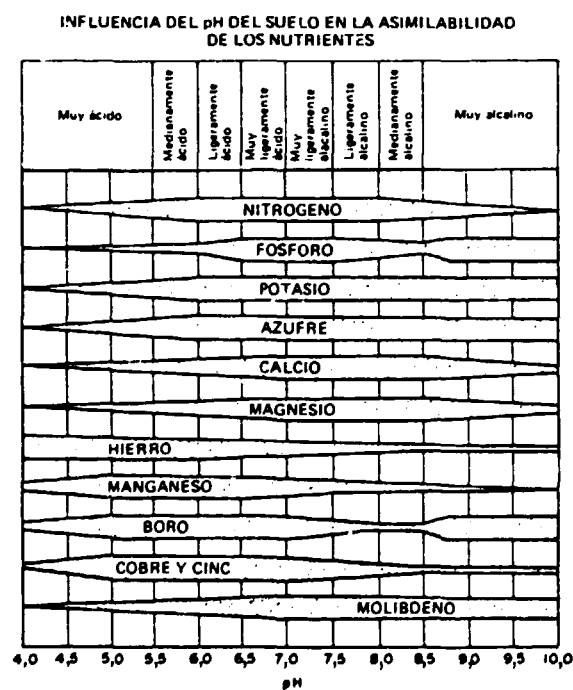
^aSe considera que la banda de tierra arada de un suelo mineral representativo contiene unos dos millones de libras de tierra seca por acre (2.242.000 kg/ha).

solvente del agua que se filtra. Otro efecto del proceso de formación del suelo es el aumento de N y S en el perfil, debido a la descomposición, y ulterior incorporación, de nuevos materiales orgánicos producidos por las plantas que crecen en el suelo durante las etapas iniciales del desarrollo de éste. Los compuestos químicos del suelo ya desarrollado son bastante estables y más bien insolubles en agua. El proceso natural de solubilización y desprendimiento de nutrientes que pasan a la solución del suelo suele ser lento y, en la mayoría de los casos, insuficiente para aportar todos los nutrientes que se requerirían para obtener de modo sostenido rendimientos agrícolas tan elevados como los que se exponen en el cuadro 2.

La reacción del suelo, o pH, es un factor importante entre los que regulan la cantidad de nutrientes asimilable. La relación entre el pH del suelo y la asimilabilidad de algunos nutrientes que éste contiene se expone en la figura 2. El campo de valores de pH que corresponde a la máxima asimilabilidad no es el mismo para todos los nutrientes. Desde luego, para la mayoría de los nutrientes, el punto de máxima o casi máxima asimilabilidad queda dentro de un campo de valores de pH estrecho (de 6,5 a 7,0) que puede considerarse como el campo óptimo del pH. Con valores de pH superiores al campo óptimo, disminuye la asimilabilidad de los micronutrientes, con excepción del molibdeno. La asimilabilidad del boro disminuye sólo hasta llegar a un pH de 8,5, y aumenta a partir de ese nivel. Entre los macronutrientes, el nitrógeno, el calcio y el magnesio son menos asimilables por encima del nivel óptimo de pH, mientras que la asimilabilidad del fósforo evoluciona en forma similar a la

del boro. A niveles de pH inferiores a 6,0, se reduce fuertemente la asimilabilidad del fósforo. Los restantes nutrientes no muestran grandes reducciones de asimilabilidad hasta que el pH no disminuye a niveles inferiores a 5,5.

Figura 2. Influencia de la reacción del suelo en la asimilabilidad por las plantas de los nutrientes del suelo (según Truog). El ancho de las barras indica la asimilabilidad relativa de cada elemento para las diversas reacciones del suelo.



Fuente: Sprague, H. B. 1964. *Hunger Signs in Crops*, New York, David McKay Company, p. 18

El pH del suelo puede corregirse empleando enmiendas del suelo. Las enmiendas del suelo que más se utilizan son compuestos de cal o de azufre, según que el pH inicial del suelo sea demasiado bajo o demasiado alto con respecto al óptimo (véase el capítulo XX). La corrección del pH del suelo con enmiendas es práctica corriente en la agricultura moderna. La enmienda del suelo que más se utiliza para elevar su pH es el carbonato cálcico (cal), mientras que para rebajar el pH del suelo cuando es excesivamente elevado pueden utilizarse algunos compuestos de azufre. En ambos casos, la función del Ca y del S como enmiendas del suelo es distinta de la que cumplen como nutrientes del suelo.

La capacidad de cambio catiónico (CCC) del suelo es una propiedad química que reviste gran importancia en relación con la asimilabilidad de los nutrientes. La CCC es la suma de las cargas negativas de los coloides del suelo que pueden neutralizarse con cationes de las soluciones del suelo. Los cationes que ocupan estas posiciones de carga negativa están vinculados de una forma laxa a los coloides del suelo y representan una fuente fácilmente asequible para reponer los cationes de la solución cuando éstos son absorbidos por las plantas o barridos por la acción de lixiviación de las lluvias torrenciales o del agua de riego. Las posiciones de carga negativa quedan disponibles para el almacenamiento de nutrientes y, a este respecto, los suelos de alta CCC están menos expuestos que los suelos de baja CCC a perder rápidamente los nutrientes asimilables. Los minerales de arcilla producidos durante el proceso de formación del suelo, y los compuestos orgánicos originados por la descomposición de materia orgánica, constituyen los coloides del suelo y la fuente de cargas negativas que conducen a una CCC elevada.

Materia orgánica del suelo

La materia orgánica es una fracción de los componentes del suelo relativamente pequeña, de entre el 3 y el 5%, por lo general. Los suelos de textura clara, así como los suelos muy erosionados, suelen tener menor concentración de materia orgánica, mientras que los suelos orgánicos y ciertos suelos derivados de materiales de cenizas volcánicas pueden tener concentraciones varias veces superiores a la normal.

Hay dos fracciones que pueden identificarse como los componentes principales de la materia orgánica del suelo. Una es la compuesta por material de reciente descomposición —raíces, tallos y hojas de plantas muertas—, desechos procedentes de animales grandes, de insectos y de pequeños animales que viven en el suelo; y los microorganismos del suelo. Las enzimas producidas por los microorganismos del suelo activan la

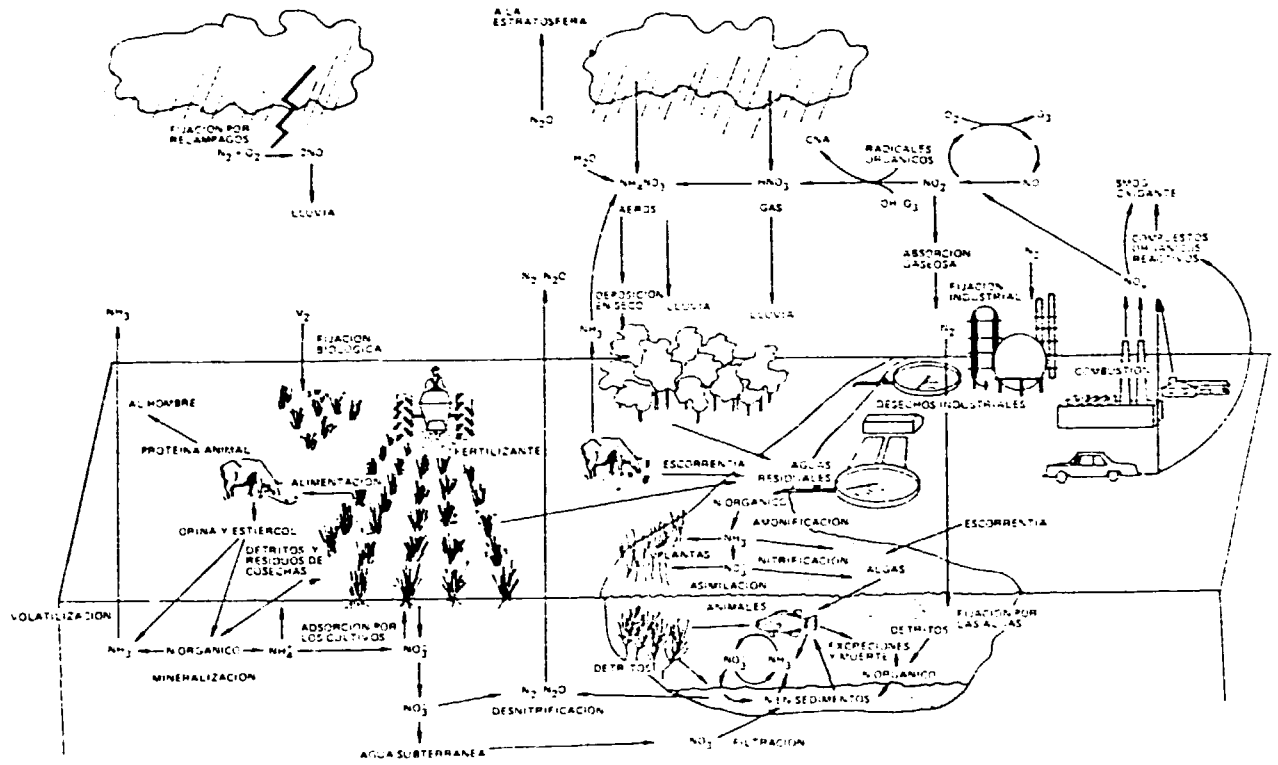
descomposición del material orgánico reciente con agua y CO_2 producidos durante el proceso. Algunos de los materiales parcialmente descompuestos y más resistentes, junto con los compuestos que se van sintetizando, forman la segunda fracción, más estable, de la materia orgánica del suelo, llamada humus. Otra parte del material de reciente descomposición se estabiliza mediante la formación de compuestos orgánico-arcillosos. En estos compuestos, la materia orgánica queda protegida contra la actividad de las enzimas, lo que retarda la descomposición ulterior.

A pesar de que su concentración en el suelo es relativamente baja, la materia orgánica estabilizada es un componente muy activo en relación con las funciones primordiales del suelo de aportar agua y nutrientes para el crecimiento de las plantas. Los compuestos coloidales del humus pueden almacenar cantidades de agua y de nutrientes varias veces superiores a las que pueden almacenar los compuestos coloides minerales, a igualdad de peso. Esto se debe a que los coloides orgánicos tienen mayor capacidad de adsorción de agua, y mayor capacidad de cambio catiónico, que los coloides inorgánicos.

La materia orgánica del suelo es la fuente más importante de nitrógeno y azufre autóctonos para el crecimiento de las plantas. Como las cantidades que de estos dos elementos contiene la roca madre son insignificantes, el nitrógeno y el azufre disponibles para el crecimiento de las plantas proceden casi totalmente de la descomposición de compuestos orgánicos. El ciclo del nitrógeno y el del azufre son, en cierto modo, similares, y figuran entre los ciclos más importantes de entre los que coadyuvan a mantener la vida en nuestro planeta. La figura 3 representa, a grandes rasgos, el ciclo del nitrógeno. Para conseguir la máxima eficiencia en la administración de los fertilizantes nitrogenados, las consideraciones clave son las referentes a los mecanismos de pérdida por lixiviación, desnitrificación y pérdida de NH_3 por volatilización.

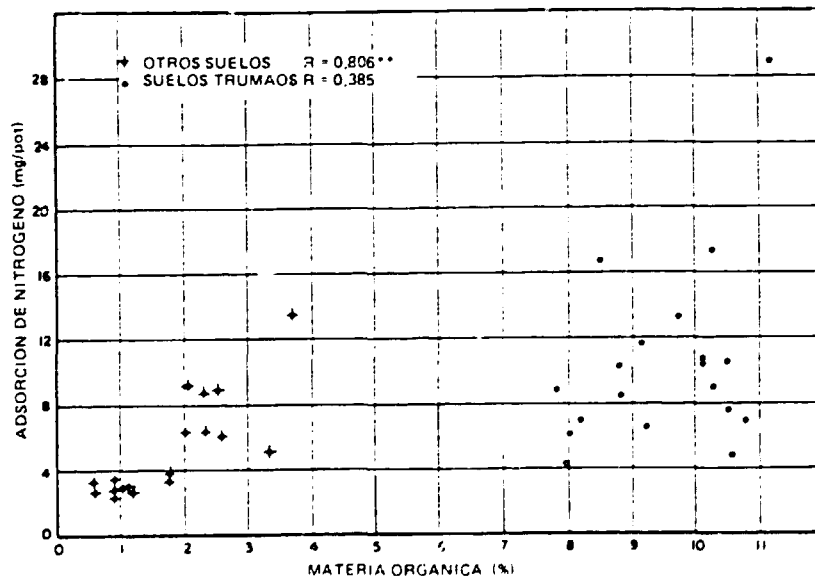
El aporte de nitrógeno del suelo no es directamente proporcional a la cantidad de materia orgánica contenida en el suelo, si bien la relación entre materia orgánica y nitrógeno total tiende a ser bastante constante, y queda situada por término medio en torno a una relación de 20:1. La cantidad de nitrógeno orgánico transformado en nitrógeno disponible para la producción agrícola depende no sólo de la cantidad total de nitrógeno o de materia orgánica presente en el perfil del suelo sino también de la naturaleza de los compuestos de materia orgánica y de otras propiedades del suelo. La figura 4 es buen ejemplo de un caso en que la absorción de nitrógeno por plantas cultivadas en dos grupos de suelos de orígenes distintos —unos con 1-4% y otros con

Figura 3. Esquema del ciclo del nitrógeno: se destacan las actividades humanas que afectan a los flujos de nitrógeno.



Fuente: The National Research Council.

Figura 4. Adsorción de nitrógeno por el maíz en muestra de dos tipos de suelos con distinto contenido en materia orgánica.



Fuente: Tejeda, H. R. 1970. "Factores que Afectan la Mineralización del Nitrógeno en Suelos Trumaos y No-Trumaos". Santiago de Chile, *Agricultura Técnica* 30(3): 126-133.

8-11% de materia orgánica— queda dentro de un mismo campo de valores.

También se reconoce como contribución importante al acervo de nutrientes disponibles el suministro de fósforo procedente de la materia orgánica en descomposición. En algunos suelos se estima que hasta un 50% del fósforo asimilable procede de descomposición orgánica. Se han advertido algunos efectos perjudiciales del alto contenido de materia orgánica del suelo sobre la disponibilidad de micronutrientes asimilables. Se considera que la formación de compuestos organometálicos es la causa de una fuerte aglomeración temporal de los micronutrientes asimilables en los suelos orgánicos.

Otra función importante que cumple la materia orgánica en el suelo es la de mantener la estructura de éste. Algunos compuestos orgánicos actúan como agentes aglomerantes al mantener juntas las partículas básicas del suelo (arcilla, limo y arena) que constituyen los agregados del suelo. El grado y la forma de agregación se expresan mediante las clases de estructuras del suelo. La agregación es una propiedad que impide que el suelo se torne en una masa maciza, compacta. Los espacios conectados entre sí que existen dentro de los agregados constituyen los poros; y estos poros son los conductos por los cuales pueden circular el agua y el aire en el interior del suelo. Una vez que el exceso de agua ha pasado al subsuelo, por drenaje, parte del agua que queda adsorbida en las partículas del suelo constituye el agua disponible para el crecimiento de las plantas. Los suelos ricos en materia orgánica tienden a tener mejor estructura y, por consiguiente, mayor capacidad de retención de agua que los suelos de estructura deficiente.

4. Nutrientes de los fertilizantes

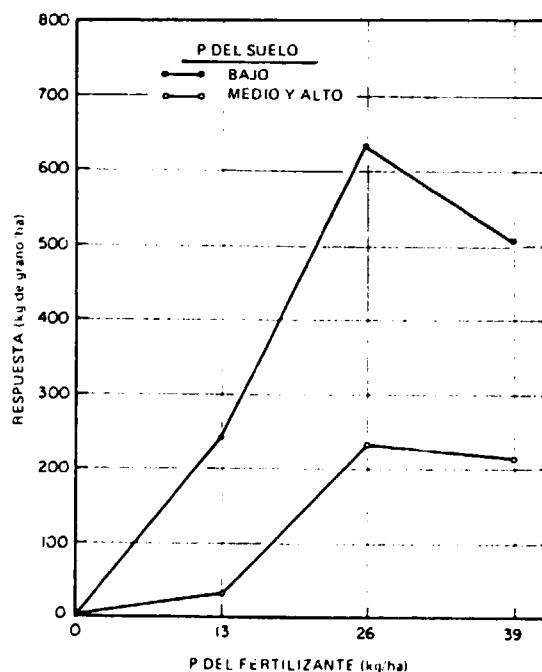
El rendimiento de un cultivo queda determinado por: *a)* el potencial genético de la planta que se cultiva; *b)* la disponibilidad relativa de nutrientes inorgánicos, agua, CO₂ y energía lumínica durante el ciclo vegetativo y *c)* la medida en que organismos vivos y factores físicos interfieran en el sistema de producción. El objetivo de la agrotecnia moderna es llevar a los factores de producción a su nivel óptimo y minimizar el efecto de todas las fuentes de interferencia, dentro de los límites de las circunstancias económicas del momento. En una situación ideal, se obtendrían rendimientos máximos cuando todos los factores de producción se encontrasen en su nivel óptimo y el grado de interferencia fuese mínimo. En tales circunstancias, el rendimiento máximo queda determinado únicamente por el potencial genético de la planta cultivada. Por lo general, empero, modificar todos los factores susceptibles de regu-

lación que influyen en el crecimiento de la planta para obtener rendimientos máximos suele resultar demasiado costoso en relación con el aumento de ingresos así obtenido; y hay rendimientos inferiores al máximo que resulten más económicos, como se aclara a continuación.

El empleo de fertilizantes químicos resulta económico cuando el nivel de nutrientes disponibles en el suelo es inferior al necesario para la obtención del rendimiento económico óptimo. El efecto de una dosis dada de fertilizante depende mucho de la cantidad y de la forma en que se presenten los nutrientes residuales del suelo en el momento de la aplicación. La figura 5 corresponde a un caso típico de marcada diferencia entre dos suelos en cuanto a la cantidad inicial de fósforo disponible.

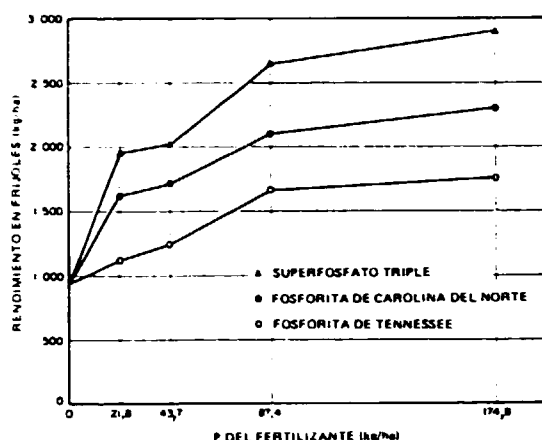
La respuesta a la aplicación del fertilizante depende también del tipo de material fertilizante aplicado y del aporte de otros factores que afecten al proceso de producción. Esto puede apreciarse en la figura 6, que muestra cómo evoluciona el efecto de la aplicación, a un cultivo de frijoles, en intensidades crecientes, de fósforo de tres fuentes distintas. La principal diferencia entre estas fuentes es la solubilidad de los compuestos fosfatados.

Figura 5. Valores medios de respuesta al fósforo del fertilizante en cultivos de trigo en función del nivel de fósforo disponible (nueve suelos con niveles medios o bajos y cuatro con niveles altos).



Fuente: Sing, B. R., I. Sing, y B. P. Sing, 1973. "Response of Dwarf Wheat (*Triticum aestivum* L.) to Graded Doses of P and K on Soils of Different Available P Status". *Journal of Agricultural Science*, 80: 251-253.

Figura 6. Respuesta de un cultivo de frioles a la aplicación de fósforo, en distintas intensidades, en fertilizantes con distinta solubilidad del fósforo.



Fuente: Comunicación privada de Larry Hammond

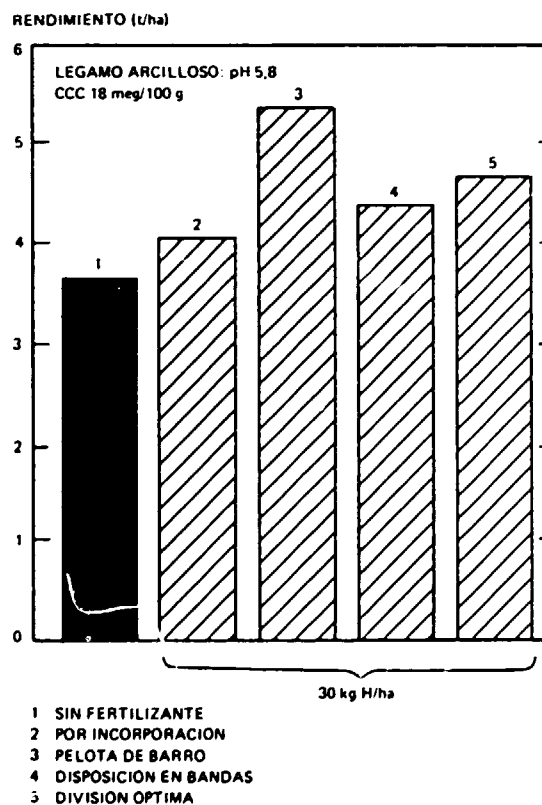
El fosfato del superfosfato triple es la fuente más soluble, la que proporciona la mayor cantidad de fósforo asimilable por la planta en crecimiento. El fosfato de las dos fosforitas es menos soluble para las plantas, y esto se refleja en los menores rendimientos alcanzados por las dosis unitarias de P aplicadas como fosforita en comparación con los rendimientos alcanzados cuando esas mismas dosis unitarias de P se aplican en forma de superfosfato triple.

Otro aspecto que hay que considerar es el método utilizado para aplicar el fertilizante. Una vez que el fertilizante, después de su aplicación, queda incorporado al suelo, los nutrientes que contiene empiezan a solubilizarse. Ahora bien, estos nutrientes solubles pueden no solamente ser asimilados por las plantas sino que también pueden quedar inutilizados para la asimilación debido a procesos secundarios que se operan en el suelo. La filtración profunda; la volatilización, y la fijación en formas insolubles son algunos de los procesos que impiden la plena utilización por las plantas de los nutrientes aplicados. La importancia relativa de cada uno de estos procesos no es la misma en todos los suelos ni para todos los fertilizantes, y el que predomine uno u otro proceso depende en primer lugar de las características específicas del suelo, de las que tenga el perfil en cuanto a agua y a temperatura, de la fuente de fertilizante y del cultivo de que se trate.

El grado de contacto físico entre las partículas del suelo y las del fertilizante, y la ubicación de las partículas de fertilizante con respecto al sistema radicular del perfil del suelo son aspectos importantes que afectan a la eficiencia de la recuperación del fertilizante por las plantas. Ambos aspectos pueden manipularse, hasta cierto punto, mediante cambios en la forma de aplicar el

fertilizante al suelo. Combinando de distintas maneras diferentes materiales fertilizantes, cultivos, suelos y condiciones climáticas y de explotación, se han hecho muchas investigaciones encaminadas a identificar procedimientos de aplicación que permitan obtener el máximo nivel de utilización por las plantas de los nutrientes contenidos en los fertilizantes. La figura 7 da un ejemplo del efecto medio de cuatro métodos distintos de aplicar el nitrógeno del fertilizante al cultivo de arroz de riego pluvial ejercidos durante la temporada de lluvias de 1974 por agricultores filipinos. El máximo aumento de rendimiento en comparación con el obtenido sin aplicar nitrógeno en absoluto es el que se obtiene cuando se usa el método de aplicación llamado de la "bola de barro", que consiste en incrustar el fertilizante nitrogenado en una pelota de arcilla, dejar que ésta se seque y, finalmente, situar la pelota en la reducida zona del perfil del suelo. Se reducen así las pérdidas de nitrógeno por volatilización y

Figura 7. Rendimientos relativos en grano para cultivos de arroz IR26 en condiciones de riego pluvial sin adición de nitrógeno y con adiciones de 30 kg de nitrógeno por ha, en forma de urea, por distintos métodos. Farmer's Field, Malayantoc, Nueva Ecija, Filipinas, estación de las lluvias de 1974.



Fuente: The International Rice Research Institute, 1974. The IRRI Annual Report for 1974. Los Baños, Laguna, Filipinas, P.O. Box 933, Manila, p. 167

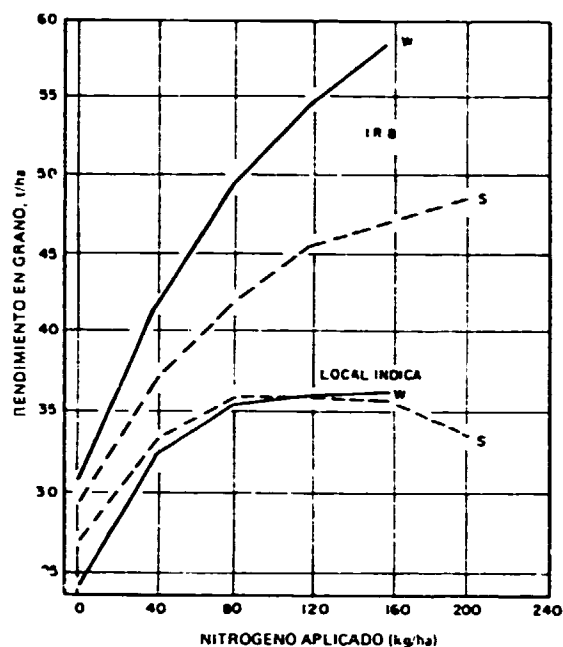
filtración profunda y se asegura un suministro regular de nitrógeno a las raíces de la planta durante todo su periodo de crecimiento. Esta situación contrasta con el caso en que el fertilizante queda "incorporado", o sea plenamente mezclado con el suelo. El alto grado de contacto entre el suelo, el agua de riego y el fertilizante en la zona alta del perfil se traduce en importantes pérdidas de nitrógeno, con lo cual apenas aumenta el rendimiento en comparación con el que puede obtenerse sin aplicar nitrógeno. Los otros dos tratamientos se traducen en situaciones intermedias entre la de la "pelota de barro" y la de "incorporación".

5. Influencia de la variedad vegetal y de las prácticas de cultivo

Las investigaciones agronómicas han puesto de manifiesto que el efecto de los fertilizantes sobre el rendimiento de los cultivos no depende sólo de la especie que se cultive sino también, dentro de una misma especie, de la variedad de que se trate. Una variedad es una combinación específica de potencial genético con respecto a las características morfológicas y fisiológicas de la planta. Algunas características morfológicas de la planta —tales como la longitud y la resistencia del tallo en el caso del arroz— han resultado ser importantísimas en relación con la respuesta de diversas variedades a la aplicación de fertilizantes nitrogenados. Las variedades esbeltas y de tallos débiles no pueden soportar el peso del grano adicional producido como respuesta al uso de los fertilizantes nitrogenados y, por consiguiente, se "hunden". En cambio las variedades rechonchas resultaron ser resistentes a ese hundimiento y, por lo tanto, permiten obtener mayores rendimientos al aplicárseles fertilizantes nitrogenados. Las diferencias fisiológicas existentes entre las variedades podrían también explicar las diferencias que se observan, para igual intensidad de aplicación del fertilizante, en cuanto a rendimiento en grano. La figura 8, que corresponde a un periodo de 3 años, da idea de las diferencias que se advierten en cuanto a la respuesta media a la aplicación de nitrógeno, a diversas intensidades, de dos variedades de arroz: la variedad rechoncha, y de paja rígida IR-8 y la variedad Indica esbelta. La IR-8, que fue una de las primeras variedades de gran rendimiento desarrollada por el Instituto Internacional de Investigaciones sobre el Arroz (IRRI) de Filipinas, superó en rendimiento a la variedad Indica local en cualquiera de las intensidades de aplicación de fertilizantes nitrogenados.

La figura 8 permite también apreciar el efecto de la época de plantación o efecto estacional, que es otro de los factores importantes entre los que determinan el aumento de rendimiento que oca-

Figura 8. Comparación de la respuesta de las variedades de arroz IR-8 y local Indica a la aplicación de crecientes cantidades de nitrógeno (promedio de tres campañas de verano (S) y de tres de invierno (W)).



Fuente: Patnaik, S. 1969 "Fertilizer Use for Increasing Rice Yields in India". E. N. Symposium on Optimization of Fertilizer Effect in Rice Cultivation. Agriculture, Forestry and Fisheries Research Council, ed., p. 149-164, Tokyo, Japan, Ministry of Agriculture and Forestry (Tropical Agricultural Research Series No. 3).

siona el fertilizante. Se advierte que, mientras que la respuesta al hidrógeno que muestra la variedad local es la misma independientemente de la estación, la variedad IR-8 responde mucho más en invierno. Esto se debe a que las variedades de alto rendimiento, como la IR-8, tienen unas hojas más cortas y más erectas que las hojas largas y colgantes de las variedades tradicionales esbeltas. Esta geometría de hoja erecta permite que la luz penetre profundamente en el dosel que forman las hojas de forma que incluso las más bajas reciben suficiente luz para llevar a cabo el proceso de fotosíntesis y producir los hidratos de carbono necesarios para el crecimiento. Es típico de la estación invernal de los trópicos que el nivel de radiación solar sea más alto que en el verano, porque son menos los días nublados. Las variedades que pueden aprovechar este elevado nivel de radiación solar responden más al aporte de fertilizantes. Incluso dentro de una misma estación, la fecha de plantación tiene un efecto importante en la respuesta de muchos cultivos a la aplicación de fertilizantes. La plantación temprana permite que las plantas aprovechen plenamente las condiciones favorables para obtener un desarrollo completo de la cubierta vegetativa antes de entrar en la fase de reproducción y

formación del grano. Esta es una importante consecuencia favorable de la plantación temprana, porque un desarrollo vegetativo pleno consigue el que la planta desarrolle la máxima capacidad de fotosíntesis en relación con los demás factores de producción. Esta capacidad de fotosíntesis de la planta es uno de los elementos más importantes para la determinación del rendimiento final en grano. La figura 9 permite apreciar cuál es el efecto medio de la aplicación de nitrógeno en seis variedades distintas y cuatro épocas de plantación diferentes. La plantación tardía se traduce en que el desarrollo vegetativo no alcanza la plenitud, ya que los factores climáticos aceleran la diferenciación de la planta en las fases reproductivas para asegurar la formación de la semilla antes de que haya terminado el periodo de crecimiento. Este desarrollo vegetativo

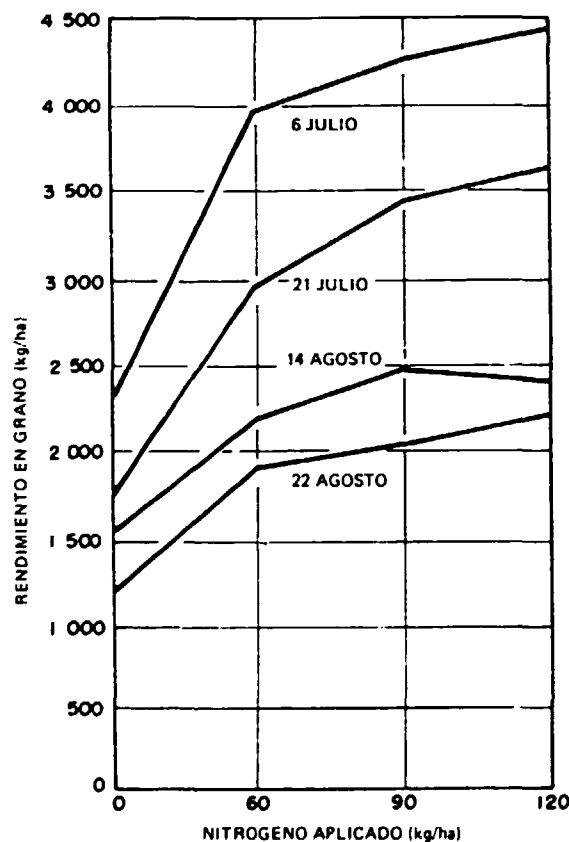
incompleto se traduce en una disminución de la capacidad de fotosíntesis y, por ende, en menor rendimiento en grano.

6. Relación humedad/respuesta del fertilizante

El agua, elemento esencial para el crecimiento de las plantas, la toman éstas del perfil del suelo por obra del sistema radicular. El agua del suelo procede primordialmente de las lluvias o del riego, pero el comportamiento del agua en el perfil del suelo es, esencialmente, independiente de la fuente. Durante una lluvia copiosa, todos los espacios porosos del suelo se llenan de agua y se dice que el suelo está saturado. Al cesar la lluvia, parte del agua del suelo se escurre hacia abajo en virtud de la ley de gravedad, y el agua que queda en el suelo después de este drenaje corresponde al estado llamado de capacidad de campo y representa la principal fuente de agua para el crecimiento de las plantas. Ahora bien: no toda el agua que se almacena en el suelo, a la capacidad de campo, queda disponible para las plantas. A medida que las raíces de la planta empiezan a absorber agua, el agua restante es adsorbida por las partículas del suelo hasta que se llega a un punto en que las raíces ya no son capaces de extraer más humedad. Se ha llegado así al punto llamado de marchitez permanente, pues, a este nivel de humedad del suelo, las plantas se marchitan y mueren, ya que no pueden recuperarse aunque se las transfiera a un medio ambiente saturado de agua. Las fuerzas que mantienen el agua en el suelo en niveles situados entre la capacidad de campo y el punto de marchitez permanente no aumentan linealmente sino que aumentan en proporciones crecientes a medida que se va agotando el agua. La tasa de este aumento es específica para cada tipo de suelo, y depende primordialmente de la textura del mismo.

Las plantas responden a la situación del suelo de penuria de humedad disminuyendo el ritmo con que las hojas ceden agua a la atmósfera. Esta respuesta fisiológica se obtiene mediante la activación automática del mecanismo que controla la abertura de los estomas. Los estomas son las pequeñas aberturas existentes en las hojas, tallos y en otros tejidos capaces de fotosíntesis activa mediante los cuales la planta cede vapor de agua a la atmósfera. Pero los estomas son también los principales instrumentos que las plantas utilizan para a) absorber CO_2 , que se utiliza como materia prima para la producción de compuestos orgánicos por fotosíntesis, b) para absorber O_2 durante el proceso de respiración, y c) para liberar a la atmósfera los gases producidos durante la fotosíntesis o respiración. Por lo tanto, cada vez que la planta cierra los estomas para disminuir la velocidad con que pierde agua, la tasa de inter-

Figura 9. Influencia de la aplicación de nitrógeno en el rendimiento en grano (promedio de seis variedades) de arroz de tierras altas, en cuatro épocas distintas de plantación; IIRI, estación húmeda de 1969.



Fuente: Jana, R. K., y S. K. DeDatta, 1971. "Effects of Solar Energy and Soil Moisture Tension on Nitrogen Response of Upland Rice", I. N. International Symposium on Soil Fertility Evaluation Proceedings, Kanwar, J. S., et al. eds., Nueva Delhi, India, Indian Society of Soil Science, 1487-497.

cambio de los demás gases disminuye también. En particular, la cadencia de suministro de CO₂ de la atmósfera circundante a los órganos fotosintéticos disminuye o se detiene, según el grado de la penuria de agua, y así ocurre también con la producción por las plantas de nuevos compuestos orgánicos. La respuesta fisiológica general a la penuria de agua tiene un efecto directo en el sentido de que restringe el rendimiento final de la planta; el grado de restricción depende de la intensidad de la situación de penuria de agua, de su duración y de la fase de desarrollo en que se encontrase la planta.

La escasez de humedad en el suelo es uno de los factores principales entre los que limitan el efecto que cabe esperar, en cuanto a elevación del rendimiento del cultivo, si se añade fertilizante comercial al suelo para aumentar la disponibilidad de nutrientes para las plantas. Un ejemplo típico de la respuesta del suelo en lo que respecta a la interacción agua suministrada — fertilizante añadido puede verse en la figura 10, correspondiente al fósforo. Los datos de esta figura corresponden al mismo suelo y se tomaron en

distintos años; es decir, en este caso no hay una interacción tipo de suelo-humedad. Sin embargo, cuando se estudia la influencia de la disponibilidad de agua en la respuesta de los cultivos al fertilizante en distintos tipos de suelos se aprecia que no cabe establecer una buena correlación entre la cantidad de agua suministrada y la magnitud del rendimiento obtenido. La deficiente relación entre el riego pluvial y la respuesta, en cuanto a rendimiento, a la aplicación de fertilizantes en distintos suelos se debe a que cada suelo tiene distinto régimen de movimiento y de retención de la humedad. Además, la demanda atmosférica de agua puede variar según la ubicación. Por eso se han desarrollado complicados índices de aportes de agua para diferentes valores de producción agrícola, cuestión que rebasa los fines del presente trabajo.

B. Economía del uso de fertilizantes

I. Economía de producción

Los elementos básicos de la economía de producción que intervienen en el uso de fertilizantes son las relaciones físicas de producción ya señaladas, los precios de los insumos y de los productos, la influencia del tiempo, y la actitud de cada agricultor que ha de tomar decisiones. La determinación de las intensidades óptimas de fertilización puede efectuarse por diversos procedimientos, que se describen sumariamente a renglón seguido. Ahora bien: como todos estos procedimientos guardan relación con las funciones de respuesta al fertilizante, nos detendremos primero a desarrollar este concepto.

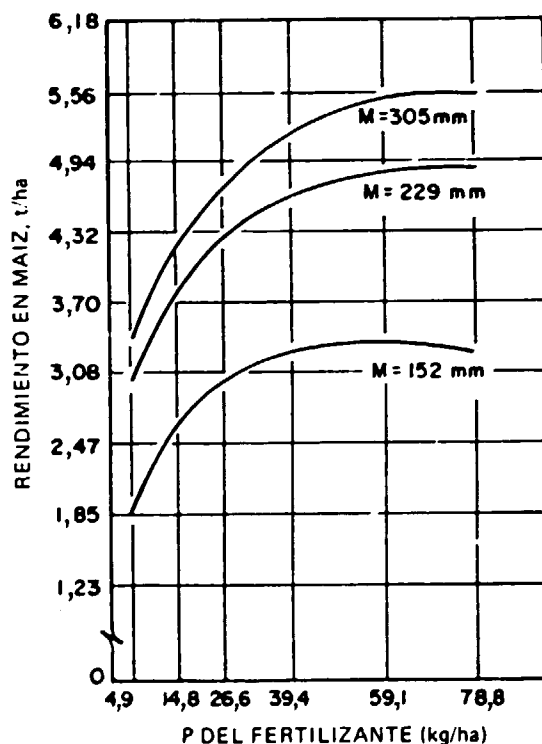
Al igual que ocurre en el caso de la mayoría de las relaciones físicas o económicas, la función de respuesta es, necesariamente, un concepto abstracto obtenido a partir de una realidad. Incluir todas las variables que, lógicamente, influyen en los rendimientos llevaría a una función prohibitivamente compleja. La práctica normal en el caso de las funciones aplicables a los fertilizantes consiste en restringir los insumos variables a los niveles de fertilizantes aplicados, incluyendo quizá variables adicionales que ayuden a aislar el efecto de los niveles de nutrientes originales (medidas de ensayo del suelo) y del aporte de agua durante el período de desarrollo (riego o lluvias, extremo que debe especificarse adecuadamente). En ese caso, la representación general podría ser la siguiente:

$$Y = f(X_1, X_2, \dots, X_n; X_{n+1}, \dots, X_m)$$

donde

Y = rendimiento del cultivo

Figura 10. Respuesta del maíz a la aplicación del fósforo, a tres niveles distintos de pluviometría en junio y julio (M) en Greenville, Kentucky.



Fuente: Engelstad, O.P., y E. C. Doll, 1961. "Corn Yield Response to Applied Phosphorus as Affected by Rainfall and Temperature Variables", *Agronomy Journal*, 53:389-392.

(X_1, \dots, X_n) = insumos incluidos en la función de respuesta por ser los que más influyen en la producción;

(X_{m+1}, \dots, X_m) = insumos fijos y el resto de las variables de insumo, que se supone carecen de importancia.

Por lo general, estos últimos factores se desprecian, y la función se suele expresar con

$$Y = f(X_1, \dots, X_n).$$

Una relación de respuesta completa suele presentar fases de efecto creciente, decreciente y negativo que corresponden a aumentos de la producción más que proporcionales, menos que proporcionales y negativos, respectivamente, por unidad de insumo aplicada. Las fases primera y última de las funciones de respuesta son funciones antieconómicas para la producción, cualesquiera que sean las relaciones de precios [21]. En la práctica, el contenido residual de nutrientes del suelo suele ser bastante elevado, de modo que rara vez se observa la fase de efectos crecientes (salvo en los experimentos de cultivo en arena o terrenos fluyentes, donde puede darse la ausencia total de nutrientes).

También los niveles de los factores fijos varían entre diferentes cultivos experimentales, diferentes fincas de labranza y diferentes regiones agronómicas. Por ejemplo, en los Estados Unidos, cuando bajaron los precios de los fertilizantes fosfatados, los agricultores utilizaron grandes cantidades de estos materiales fertilizantes para aplicarlos a los suelos calcáreos a fin de formar una "reserva de fertilizante". Se constituyó así un insumo fijo almacenado en el suelo. Cuando se aplicó nitrógeno a estos suelos, se obtuvieron niveles de respuesta mucho más elevados que los logrados en suelos pobres en fósforo. El drenaje de suelos cuyo drenaje natural es deficiente elevaría en forma similar la función de respuesta en cada nivel de aplicación del insumo variable. Si se desea hallar una función de respuesta estimada que arranque del punto de origen de los ejes insumo-producto, se pueden restar las estimaciones individuales de rendimiento del nivel medio correspondiente a todas las observaciones. La mayoría de las formulaciones matemáticas que se aplican a la relación de respuesta más arriba descrita (tales como la raíz cuadrada, la cuadrática y las funciones de Mitscherlich) representan sólo la fase segunda —o la segunda y la tercera— de la función de respuesta. La información básica que esta función proporciona es el incremento de producto que puede obtenerse, intensificando la aplicación del fertilizante, en cada uno de los niveles de uso del fertilizante. Contar con esta

información —o tener cierta idea de esta relación es de importancia esencial en relación con cada uno de los tres procedimientos de determinación del nivel óptimo de aplicación del fertilizante que pasamos a describir.

Procedimiento del presupuesto parcial

Con el procedimiento llamado del presupuesto parcial se pretende hallar una relación costo-ganancia sencilla que permita apreciar cómo varían las ganancias totales de una empresa o explotación agrícola si varía el nivel de un insumo determinado. Por ejemplo: se supone que un arrocero asiático que viene aplicando N a razón de 60 kg/ha en su arrozal de 2 hectáreas obtiene, por término medio, un rendimiento en grano de 3,0 t/ha. Basándose en su experiencia y en la de sus vecinos, calcula que un saco más de urea, de 50 kg, le proporcionará, por término medio, 200 kg más de arroz en cáscara (esto corresponde a la estimación que hace el agricultor de la pendiente de la curva de respuesta al fertilizante en las cercanías del nivel de producción de 3 t/ha). El presupuesto parcial representativo de los costos y ganancias que la aplicación de ese saco adicional de urea entrañaría sería el siguiente (en el supuesto de que los gastos adicionales de aplicación del fertilizante sean despreciables):

El costo de un saco de urea de 50 kg (con 46% de N) puesto en la finca sería de \$10.

La ganancia obtenida con 200 kg de arroz en cáscara, a 80 \$/t, precio en finca, sería de 16 dólares; la ganancia neta obtenida del saco de urea sería: \$16 — \$10 = \$6; el porcentaje de beneficio obtenido por dólar invertido sería: \$6 : \$10 = 60%.

También cabe basar el presupuesto en el contenido en N. Un kg del N contenido en la urea cuesta \$0,435 y proporciona 8,7 kg de arroz en cáscara que vale \$0,696. Las ganancias netas por kg de N aplicado ascienden a \$0,261/kg (o \$0,261/kg × 23 kg × saco de 50 kg de urea = \$6,00/saco). El porcentaje de ganancia por kg de N aplicado es: \$0,261 : \$0,435 = 60%. Los agricultores suelen utilizar el primero de los dos métodos descritos, que se basa en el material fertilizante aplicado, mientras que para los trabajos experimentales se utiliza el segundo, que se basa en los nutrientes elementales suministrados.

En este ejemplo, el agricultor puede obtener una ganancia neta aplicando la urea de ese saco adicional. Ahora bien, el agricultor, si no está sobrado de capital, tiene que contraponer a la ganancia por dólar invertido en N la que estima que podría obtener invirtiendo sus fondos en otras cosas, o el costo de pedir prestados más fondos para comprar el fertilizante. De todas maneras, este sencillo ejemplo sirve para destacar los elementos clave de la decisión: costo, precio y productividad física del material fertilizante.

Procedimiento de la función de respuesta

Con el procedimiento centrado en la función de respuesta se pretende medir más exactamente la cantidad de fertilizante que hay que aplicar para maximizar la ganancia neta (I) producida por el aporte de fertilizante.

Utilizando la notación anterior, en la que

X_1 = cantidad de N aplicado por ha

Y = producción/ha

la función de ganancia se define como

$$I = p_1 Y - p_2 X$$

donde

p_1 = precio del arroz en cáscara

p_2 = precio del N más el costo de recolectar el arroz adicional.

Si dispusiera de fondos ilimitados que invertir en N, el agricultor aplicaría N hasta que las ganancias adicionales se igualaran con el costo adicional, o valor I = costo. La ecuación es (producto de valor marginal) = (costo marginal).

$$\frac{\partial Y}{\partial X_1} P_1 = P_2$$

Esto se puede expresar también como relación entre los respectivos precios de insumo-producto:

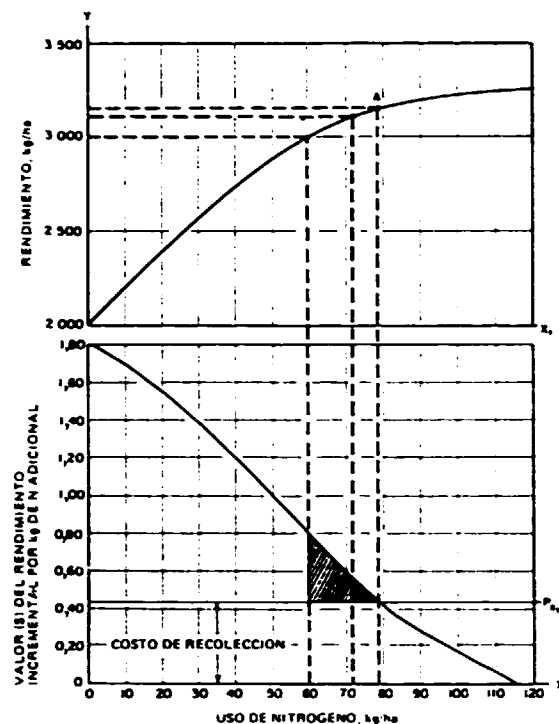
$$\frac{\partial Y}{\partial X_1} = \frac{P_2}{P_1}$$

Esta condición da una solución para la determinación de la cantidad de N que hay que aplicar para maximizar las ganancias. La solución gráfica de este problema se representa en la figura 11, que muestra la función de respuesta original con que se encuentra el agricultor así como la función del producto de valor marginal que se obtiene multiplicando la inclinación de la función de respuesta por el precio del arroz obtenido (0,08 \$/kg). Se muestra también el ejemplo dado en el caso del presupuesto parcial, en el que la intensidad de aplicación original es de 60 kg de N/ha, y los 11,5 kg/ha de N adicional aplicados dan un rendimiento adicional de 100 kg/ha.

Utilizando los datos de la función de respuesta, el agricultor —en condiciones de ausencia total de riesgo y conocimiento perfecto— produciría hasta el punto A aplicando unos 78 kg de N/ha. Alcanzado este punto, 1 kg adicional de N produce unos 5,4 kg de arroz adicional, que le reportan \$0,435 adicionales, cifra que es exactamente igual al costo neto del kg adicional de N aplicado.

La figura 11 da también idea de la diferencia que, hasta este punto, existe entre los dos procedimientos. En el del presupuesto parcial, sólo se consideraba un tramo de la curva de respuesta (de

Figura 11. Relaciones respuesta-beneficio.



los 3.000 a los 3.100 kg/ha) y se consideraba la conveniencia de aplicar 60 ó 71.5 kg de N/ha. El resultado fue que aplicar los 11.5 kg adicionales de N/ha era rentable (zona rayada del diagrama inferior) y que se podían obtener ganancias adicionales aplicando todavía más fertilizante (las utilidades netas eran positivas) en el supuesto de que se contase con fondos ilimitados para comprar fertilizantes. Además, hubiera sido necesario elaborar presupuestos parciales para hallar el punto A, que da las ganancias adicionales representadas en la zona marcada con cuadrícula pequeña.

En el procedimiento de la función de respuesta, la influencia de factores adicionales tales como la proximidad de unas plantas a otras, los contenidos de fósforo y de potasio o el agua de riego obliga a alcanzar simultáneamente la igualdad de valor marginal de cada una de estas variables respecto de sus precios. Además, cuando el capital disponible para la compra de fertilizantes es limitado, quizá no se pueda comprar el fertilizante suficiente para llegar al punto A de la figura 11. El resultado del presupuesto parcial indicaba que la compra del saco adicional de urea reportaba una ganancia del 60% porcentaje que ha de compararse con el de las ganancias que pueden obtenerse destinando el dinero a otros usos. El mismo principio rige cuando se utiliza el procedimiento basado en la función de respuesta [22].

Hay un tercer procedimiento en el que se utiliza la programación matemática. Esta técnica suele aplicarse a los problemas de planificación de toda una explotación agrícola, entre los que suelen figurar los de fertilización y los de elección de cultivos. Por lo general, estos modelos no se utilizan para determinar la intensidad óptima de aplicación del fertilizante (a pesar de que las curvas de respuesta pueden dividirse en cortos segmentos lineales para lograr, por aproximación, una solución semejante a la indicada más arriba). En vez de eso, en estos modelos se empieza por estimar la intensidad óptima de aplicación del fertilizante, y esa estimación inicial se introduce como elemento del presupuesto de actividades de la empresa respectiva.

Volviendo al ejemplo anterior, el agricultor puede querer sopesar diversas maneras posibles de utilizar esas 2 hectáreas de terreno. En ese caso habría que elaborar presupuestos para las diferentes empresas a que podría destinarse ese terreno y ver qué recursos requiere cada una de ellas. En el presupuesto "arroz" figuraría una partida de gasto por concepto de nitrógeno, y ese insumo habría de aplicarse al nivel óptimo de unos 78 kg/ha. Y se haría otro tanto para las demás empresas en que se usara fertilizante. El procedimiento consistiría entonces en seleccionar el plan óptimo de explotación, habida cuenta de las limitaciones aplicables a los diversos recursos. El objetivo puede ser la maximización directa de las utilidades o puede tomar en consideración no sólo las utilidades sino también las preferencias del agricultor y su actitud ante las opciones que entrañen riesgos.

2. Otras consideraciones

Al evaluar en general gran número de materiales fertilizantes en relación con un amplio espectro de cultivos y de entornos agronómicos, hay que considerar diversos aspectos, a algunos de los cuales vamos a referirnos brevemente a continuación.

Riesgo e incertidumbre

Estos factores, a los que ya nos hemos referido antes, cobran tanta más importancia cuanto menos control tiene el agricultor sobre: a) el entorno de producción en que se aplica el fertilizante y b) los precios recibidos por el producto obtenido. En el ejemplo que hemos dado de presupuesto parcial, el 60% de ganancia obtenido podría considerarse como una ganancia media, pero el riesgo que supone el hecho de gastar dinero en comprar más N puede ser tan elevado que el agricultor considere que la compensación económica no lo justifica. Al hacer

planes de uso de fertilizante en la campaña siguiente, el agricultor tiene que considerar a la vez la posible distribución de los precios de todos los insumos (entre ellos el del fertilizante), los precios de los productos, y los rendimientos de los cultivos. Basándose en la evaluación subjetiva de los resultados y de los riesgos que pueden darse en relación con cada producto, toma la decisión que estima mejor a la luz de sus condiciones individuales. Hay coniosas referencias a los procedimientos que se han elaborado para abordar estos aspectos de la elección en condiciones de riesgo [23, 24].

Tiempo

Se toma en consideración el factor tiempo cuando la influencia del fertilizante persiste durante varias campañas y/o el cultivo es de ciclo largo. También ha de considerarse el tiempo cuando el agricultor sopesa los pro y contra respectivos de aplicar el fertilizante de una sola vez o en varias veces. Para considerar el factor tiempo hay que utilizar una técnica de actualización, basada en el empleo de una tasa de descuento, que permita comparar las alternativas en determinados momentos. Estas técnicas —que se han utilizado mucho en trabajos de análisis sobre el empleo de fertilizantes— han sido ampliadas recientemente y pueden ahora aplicarse al reciclaje de cultivos y a los efectos remanentes en plantas y hierbas [25, 26, 27].

Fertilizantes compuestos

Los resultados experimentales proporcionan funciones continuas de respuesta a la aplicación de los nutrientes contenidos en los fertilizantes. El análisis de estas funciones de respuesta da el nivel económicamente óptimo de aplicación de cada nutriente; en general, las razones de estas funciones de respuesta no corresponden a las razones N:P:K que se hallan en los diversos fertilizantes compuestos disponibles en el mercado. Colwell proporciona el procedimiento requerido para elegir el mejor compuesto disponible, una vez conocidas las funciones de respuesta estimadas al nivel de explotación agrícola [28].

3. Aspectos correspondientes a la política de fertilizantes

Si bien los microaspectos del empleo de fertilizantes en cada explotación agrícola, considerada individualmente, representan la compensación final —mayor producción agrícola—, existe también un complejo conjunto de factores mutuamente relacionados que en definitiva influyen en la rentabilidad de las decisiones sobre empleo de fertilizantes que se adoptan a nivel de empresa

agrícola. Hay dos esferas en las que el agricultor advierte más directamente la repercusión de la política de los poderes públicos que influyen en el uso de fertilizantes: la de la relación entre los precios de los fertilizantes y los de los productos agrícolas; y la de las inversiones en elementos de infraestructura agraria, que influyen en las respuestas al fertilizante y en la variabilidad de las respuestas de una campaña a otra.

Se reseñan a continuación algunos de los factores que, directa o indirectamente, influyen en el precio del fertilizante puesto en la finca de labranza:

1. Política de producción de fertilizantes, que determina la disponibilidad local de materiales fertilizantes y su costo en relación con el de los materiales importados.
2. Subvenciones directas a los fertilizantes, que reducen el precio que ha de pagar el agricultor.
3. Políticas de cambios, que influyen en el precio a que pueden importarse los fertilizantes terminados o las materias primas o intermedias para su producción.
4. El grado de protección proporcionado a los fabricantes locales de fertilizantes o a los productores de sus materias primas, y la medida en que los aumentos de costos repercutan a los consumidores.
5. La estructura del mercado del sector de producción y comercialización de fertilizantes, que influye en el grado en que los precios del mercado reflejan costos auténticos de producción y comercialización.
6. Las disposiciones crediticias, por las que el agricultor puede comprar sin demora la cantidad de fertilizantes que necesite y evita que, por los créditos que recibe, le carguen intereses superiores a los intereses comerciales normales.
7. Los impuestos o primas que se apliquen a la distribución de fertilizantes, y que influyen en el precio del fertilizante puesto en la finca.

Muchas de estas cuestiones y otras relacionadas con la política de fertilizantes, así como sus consecuencias para los países en desarrollo, han sido discutidas en medios de la FAO y del CIDE [29, 30, 31, 32]. Una de las cuestiones de importancia que enfrentan quienes han de marcar la política a seguir para intensificar el uso de fertilizantes es la que entraña la elección entre subvencionar el fertilizante y primar los artículos agrícolas, que son las políticas posibles para reducir el precio real del fertilizante. Las pruebas empíricas que pudieran inducir a preferir una de estas dos alternativas son relativamente limitadas,

y poco concluyentes. De todos modos, se estima en general que la política de apoyo a los precios de los productos es un factor que influye más energicamente en el uso de fertilizantes a nivel de finca de labranza que la política consistente en subvencionar los precios de los fertilizantes; y que los países no deben pensar que la subvención de los fertilizantes es una panacea para elevar la producción de alimentos [33]. La estabilidad de los precios al productor también influye de modo importante en el uso del fertilizante; y otro factor de importancia son las innovaciones que se registren en la esfera de los fertilizantes, como parte que son del conjunto de insumos agrícolas.

El régimen de tenencia de tierras también puede influir mucho en el uso de fertilizante a nivel de finca si existe algún sistema de aparcería. En muchos casos, el agricultor paga todo el fertilizante pero sólo recibe una parte del producto, con lo que se hace un uso del fertilizante que, desde el punto de vista nacional, resulta subóptimo.

La influencia de estos factores en cuanto afectan al nivel óptimo de uso de fertilizantes a nivel de finca queda reflejada por Mudahar, que utiliza una función de respuesta para la aplicación de nitrógeno a cultivos de arroz en Orissa (India) estimada por Herdt y Mellor [34, 35]. La función de respuesta utilizada fue $Y = 1.091 + 1.8 N - 0.2077 N^2$ donde $Y =$ rendimiento en arroz en cáscara por acre. Se supone una actuación en la que se logra maximizar las utilidades. Utilizando esta función de respuesta para hallar las tasas óptimas de aplicación de N por acre, se introducen diversos factores que influyen en los niveles de uso del nitrógeno en la finca. En el cuadro 5, donde se resumen estos resultados, puede advertirse cómo una compensación económica potencial del uso de fertilizante puede tornarse en una situación marginal cuando se tienen en cuenta explícitamente todos los factores que influyen en los costos del fertilizante y en las compensaciones que su uso procura. La política de los poderes públicos para incrementar el uso eficaz de los fertilizantes ha de concentrarse no sólo en aumentar el suministro de insumos que contribuyan a elevar la respuesta al fertilizante sino que también ha de prestar cuidadosa atención a los factores que se indican en el cuadro 5 y que desaconsejan el aumento de las aplicaciones de fertilizante.

Como ya se ha mencionado, el suministro de insumos que permitan maximizar la respuesta a una dosis dada de fertilizante es de importancia capital para ampliar el uso rentable de los fertilizantes. La política del sector público desempeña un papel decisivo en cuanto atiende al suministro de bienes públicos tales como obras de riego y de drenaje en gran escala, redes de transporte, servicios de investigación y servicios

CUADRO 5. ANALISIS ECONOMICO DE LA FUNCION DE RESPUESTA AL FERTILIZANTE DE UN CULTIVO DE ARROZ CONFORME A DIVERSAS HIPOTESIS EN CUANTO A LA POLITICA IMPERANTE^a

Caso	Situación política supuesta	Variables económicas							r %
		P _N c	P _R c	N lb	Y lb	ΔY lb	MP lb	AP lb	
I	Caso normal	16,40	2,84	38,60	2 433,0	532,0	5,77	13,78	138,0
II	I y gastos conexos	19,60	2,84	35,86	2 415,6	514,6	6,90	14,35	107,9
III	II y costo del crédito	22,80	2,84	33,14	2 395,3	494,3	8,03	14,92	86,0
IV	III y 20% de descuento por riesgos de rendimiento	22,80	2,84	28,30	2 261,4	360,4	8,03	12,74	58,6
V	IV y 10% de descuento por riesgo del precio del arroz	22,80	2,556	25,63	2 238,8	337,8	8,92	13,18	47,8
VI	V y 10% de subvención al precio del fertilizante	21,16	2,556	27,57	2 255,5	354,5	8,28	12,86	55,3
VII	IV y 10% de subvención al precio del fertilizante	21,16	2,84	30,07	2 275,1	374,1	7,45	12,44	67,0
VIII	IV y 10% de prima al precio del arroz	22,80	3,124	30,52	2 278,5	377,5	7,30	12,37	69,5
IX	III y aparcería al 50% del producto	22,80	2,84	13,80	2 031,6	130,6	9,03	9,57	17,9
X	III y 10% de descuento por riesgo en el precio del arroz más aparcería a 50% del producto	22,80	2,556	9,50	1 955,2	94,2	8,92	9,91	11,1
XI	IV y aparcería al 50% del producto	22,80	2,84	4,15	1 935,8	34,8	8,03	8,38	4,3

Fuente: Mudahar, M. S., 1978. "Needed Information and Economic Analysis for Fertilizer Policy Formulation", *Indian Journal of Agricultural Economics*, 33(3):40-67.

^aP_N = precio del nitrógeno, P_R = precio del arroz, N = nitrógeno aplicado por acre, Y = rendimiento por acre, ΔY = aumento del rendimiento debido a la fertilización; MP = producto marginal; AP = producto medio, y r = compensación económica por dólar invertido en N.

de extensión cuya interacción permite obtener respuestas copiosas al fertilizante. La manera óptima de organizar y financiar el suministro de estos bienes públicos ha sido objeto de mucha atención a raíz de la publicación de informes sobre utilidades altísimas obtenidas gracias a trabajos de investigación agrícola costeados con

fondos públicos [36]. El difícil ideal a perseguir es el de concebir sistemas apropiados que permitan que el fertilizante aporte su contribución máxima de forma que este material pueda proporcionar a los países en desarrollo los aumentos de producción agrícola que ya ha proporcionado a las naciones desarrolladas.

Referencias

1. Braidwood, R. J. 1960. "The Agricultural Revolution", *Scientific American*, 203:130-134.
2. Brown, L. R. 1970. "Human Food Production as a Process in the Biosphere", *Scientific American*, 223:160-170.
3. Hayami, Y., and V. W. Ruttan. 1971. *Agricultural Development: An International Perspective*, Johns Hopkins Press, Baltimore, Maryland.
4. Ruthenberg, H. 1971. *Farming Systems in the Tropics*, Clarendon Press, Oxford, England.
5. Boserup, E. 1966. *The Conditions of Agricultural Growth*, George Allen and Unwin, London, England.
6. Thomas, W. L. (ed). 1956. *Man's Role in Changing the Face of the Earth*, Aldine, Chicago, Illinois.
7. Mingay, G. E. 1963. "The Agricultural Revolution in English History: A Reconsideration", *Agricultural History*, 37:123-133.
8. Pinstrop-Andersen, Per. 1976. "Preliminary Estimates of the Contribution of Fertilizer to Cereal Production in Developing Market Economies", *The Journal of Economics*, 2:169-172.
9. Herdt, R. W. and R. Barker. 1975. "Possible Effects of Fertilizer Shortages on Rice Production in Asian Countries", in *Impact of Fertilizer Shortage: Focus on Asia*, pp. 205-240. Asian Productivity Organization, Tokyo.
10. Ewell, R. 1976. "Fertilizer Use and Food Production". Unpublished paper prepared for UNIDO.
11. Christensen, R., W. Hendrix, and R. Stevens. 1964. *How the United States Improved its Agriculture*, USDA, ERS Foreign Agricultural Economic Report No. 76, Washington, D.C.
12. Council for Agricultural Science and Technology. 1974. *The U.S. Fertilizer Situation and Outlook*, Iowa State University Press, Ames, Iowa.
13. Shaw, L. H., and D. D. Durost. 1965. *The Effect of Weather and Technology on Corn Yields in the Corn Belt, 1929-62*, Agricultural Economics Report No. 80, USDA, Washington, D.C.

14. Auer, L., and E. O. Heady. 1967. "The Contribution of Weather and Yield Technology to Changes in U.S. Corn Production, 1939 to 1961", in *Weather and Our Food Supply*. CAED Report 20. Center for Agricultural and Economic Development, Iowa State University, Ames, Iowa.
15. Auer, L., E. O. Heady, and F. Conklin. 1966. "Influence of Crop Technology on Yields", *Iowa Farm Science*. 20:13-16.
16. Perrin, R. K., and E. O. Heady. 1975. *Relative Contributions of Major Technological Factors and Moisture Stress to Increased Grain Yields in the Midwest, 1930-1971*. CARD Report 55. Center for Agricultural and Rural Development, Iowa State University, Ames, Iowa.
17. Free, W. J., B. J. Bond, and J. L. Nevins. 1976. "Changing Patterns in Agriculture and Their Effect on Fertilizer Use", *TVA Fertilizer Conference*. July 27-28, TVA Bulletin Y-106, Tennessee Valley Authority, Muscle Shoals, Alabama.
18. Evenson, R. E. 1974. "The 'Green Revolution' in Recent Development Experience", Yale University, (mimeo), New Haven, Connecticut.
19. Schultz, T. W. 1964. *Transforming Traditional Agriculture*. Yale University Press, New Haven, Connecticut.
20. Buckman, H. D., and N. C. Brady. 1969. *The Nature and Properties of Soils*, Macmillan Co., New York, New York.
21. Heady, E. O. 1952. *Economics of Agricultural Production and Resource Use*. Prentice-Hall, Englewood Cliffs, New Jersey.
22. Anderson, J. R. 1967. "Economic Interpretation of Fertilizer Response Data", *Review of Marketing and Agricultural Economics*. 35:43-57.
23. Anderson, J. R., J. L. Dillon, and J. B. Hardaker. 1977. *Agricultural Decision Analysis*. Iowa State University Press, Ames, Iowa.
24. Rae, A. N. 1977. *Crop Management Economics*. St. Martin's Press, New York, New York.
25. Bowden, J. W., and D. Bennett. 1974. "The Decide Model for Predicting Superphosphate Requirements", in *Phosphate in Agriculture*, Australian Institute of Agricultural Science, Victorian Branch, Melbourne, Victoria.
26. Kennedy, J. O. S., I. F. Whan, R. Jackson and J. L. Dillon. 1973. "Optimal Fertilizer Carryover and Crop Recycling Policies for a Tropical Grain Crop", *Australian Journal of Agricultural Economics*. 17:104-113.
27. Stauber, M. S., O. R. Burt, and F. Linse. 1975. "An Economic Evaluation of Nitrogenous Fertilization of Grasses when Carry-Over is Significant", *American Journal of Agricultural Economics*. 57:463-471.
28. Colwell, J. D. 1973. "Assessments of the Relative Values of Compound Nitrogen-Phosphorous Fertilizers for Wheat Production", *Australian Journal of Agricultural Economics*. 57:463-471.
29. "Fertilizer Subsidies: Alternative Policies". 1976. *Proceedings of FAO/FICA Ad Hoc Working Party on the Economics of Fertilizer Use*, Rome, Italy.
30. "The Use of Direct or Fertilizer Subsidies in Developing Countries". 1978. *Proceedings of FAO/FICA Ad Hoc Working Party on the Economics of Fertilizer Use*, Rome, Italy.
31. "Suggested Fertilizer-Related Policies for Governments and International Agencies". 1977. *Technical Bulletin IFDC T-10*, International Fertilizer Development Center, Muscle Shoals, Alabama.
32. Mudahar, M. S. and P. Pinstrup-Andersen. 1977. "Fertilizer Policy Issues and Implications in Developing Countries", *FAI/IFDC Seminar Proceedings*, New Delhi, India.
33. Sidhu, S. S., and C. A. Baanante. 1978. *Farm-Level Fertilizer Demand for Mexican Wheat Varieties in the Indian Punjab*, mimeo, International Fertilizer Development Center, Muscle Shoals, Alabama.
34. Mudahar, M. S. 1978. "Needed Information and Economic Analysis for Fertilizer Policy Formulation", *Indian Journal of Agricultural Economics*. 33(3):40-67.
35. Herdt, R. W., and J. W. Mellor. 1964. "The Contrasting Response of Rice to Nitrogen: India and the United States", *Journal of Farm Economics*. 46:150-161.
36. Arndt, T. A., D. Dalrymple, and V. W. Ruttan (eds.). 1977. *Resource Allocation and Productivity in National and International Research*. University of Minnesota Press, Minneapolis Minnesota.

IV. Nociones generales y definiciones

A. Fertilizantes: definición general

En términos generales, se da el nombre de fertilizante a cualquier sustancia orgánica o inorgánica, natural o sintética, que aporte a las plantas uno o varios elementos químicos indispensables para su desarrollo normal. La lista de sustancias que se consideran indispensables para el desarrollo normal de las plantas ha aumentado con el transcurso de los años y comprende en la actualidad los 16 elementos indicados en el cuadro 1. De esos elementos, los nueve primeros son necesarios en cantidades relativamente grandes y reciben el nombre de macronutrientes; entre ellos están el carbono, el hidrógeno y el oxígeno que las plantas toman del aire y del agua y que no cuentan, por tanto entre los nutrientes aportados por la industria de los fertilizantes. Los demás macronutrientes se clasifican en dos grupos: el de elementos primarios (nitrógeno, fósforo y potasio) y el de elementos secundarios (calcio, magnesio y azufre). Los otros siete nutrientes, que las plantas necesitan en cantidades mucho menores, reciben el nombre de "micronutrientes" y oligoelemento: (véase el capítulo XX).

Además de los 16 elementos arriba reseñados, se ha comprobado que algunos otros elementos pueden, en determinadas circunstancias, facilitar el aumento de los rendimientos de los cultivos o la mejora de su calidad para la nutrición animal o humana. Entre este último tipo de elementos figuran el sodio, el silicio y el cobalto.

CUADRO 1. ELEMENTOS ESENCIALES PARA EL DESARROLLO DE LAS PLANTAS

Macronutrientes	(Que se toman del aire y del agua)	Carbono Hidrógeno Oxígeno
	Primarios	Fósforo Nitrógeno Potasio
	Secundarios	Azufre Calcio Magnesio
Micronutrientes		Boro Cinc Cloro Cobre Hierro Manganeso Molibdeno

1. Fertilizantes asimilables

Se da el nombre de fertilizantes comerciales a las sustancias que contienen, cuando menos, uno de los nutrientes primarios en forma asimilable para las plantas y en cantidades conocidas. Por lo general, las plantas absorben los nutrientes en forma de solución acuosa por su sistema radicular o por las hojas. Los nutrientes primarios pueden formar numerosos compuestos químicos más o menos solubles en el agua. Parece pues, a primera vista, que la solubilidad en agua podría considerarse como un índice sencillo y concluyente de la asimilabilidad por las plantas. Por desgracia, la asimilación es un fenómeno muy complejo en el que intervienen muchos factores además de la solubilidad. Todos los cuerpos son más o menos solubles en agua, incluso los que se consideran completamente "insolubles".

Se ha comprobado que muchos materiales de escasa solubilidad son asimilables por las plantas y que, en algunos casos, resultan incluso más eficaces que otras sustancias de fácil solubilidad en el agua. (Véase el capítulo XXI: "Fertilizantes de difusión regulada".) Esto no obstante, hay sustancias tan insolubles que resultan virtualmente inútiles como fertilizantes. Por consiguiente, en la mayoría de los países se incluye en las especificaciones el que haya cierto grado de solubilidad del nutriente en el agua u otros reactivos o bien se pide que se identifique y apruebe la fuente de la sustancia.

Por ejemplo, pueden ser aceptables sustancias orgánicas naturales basándose en el contenido total en N, P₂O₅, y K₂O siempre que se identifique y apruebe la fuente de procedencia de las sustancias. Las sustancias orgánicas sintéticas de baja solubilidad pueden requerir métodos especiales de análisis, sobre todo si se piensa utilizarlas para fertilizantes de difusión regulada. Del mismo modo, quizá se exijan ensayos especiales en el caso de los fertilizantes de difusión regulada revestidos.

Como los fertilizantes nitrogenados y potásicos más corrientes muestran fácil solubilidad en el agua, se suele considerar esta propiedad como prueba de su absorbibilidad por las plantas y se aplican métodos especiales a los materiales o sustancias menos solubles sólo cuando hay pruebas de que esa solubilidad baja (o regulada) puede resultar ventajosa.

En el caso de los fertilizantes fosfatados, existe gran variedad de sustancias que se disuelven en el agua con facilidad o con gran dificultad, y se aplican diferentes métodos para evaluar su disponibilidad agronómica. Los métodos más corrientes basados en parámetros distintos que la solubilidad en el agua se basan en la solubilidad del P_2O_5 en soluciones neutras o alcalinas de citrato amónico o en soluciones de ácido cítrico o fórmico. Además, en el caso de algunas sustancias, puede considerarse que la cantidad total de P_2O_5 presente es aceptable. Algunos ejemplos de las bases utilizadas para el control de calidad de los fertilizantes fosfatados se enuncian a continuación:

República Federal de Alemania

El contenido en fosfato se expresa como la suma del P_2O_5 soluble en agua y en citrato amónico (alcalino). Para el superfosfato, por lo menos el 90% de la suma ha de ser soluble en agua. Para los fertilizantes compuestos, se exige que por lo menos el 30% de la suma sea soluble en agua.

Bélgica

Para el superfosfato triple, sólo se puede garantizar el P_2O_5 soluble en agua. El producto tiene que contener por lo menos un 38% de P_2O_5 soluble en agua.

La fosforita blanda tiene que contener por lo menos 25% de P_2O_5 soluble en ácidos minerales y, de esa cantidad, no menos del 50% debe ser soluble en ácido fórmico. Debe molerse hasta un punto de finura tal que por lo menos el 90% del material pase por un tamiz de 0,15 mm.

En el caso de los fertilizantes compuestos, el contenido en P_2O_5 se puede expresar como el de la sustancia soluble en agua, el de la sustancia soluble en citrato amónico alcalino, o la suma de los dos. Si el fertilizante compuesto contiene escoria Thomas (básica) como única fuente de fosfato, se da por sentado que el contenido en P_2O_5 que se asegura contiene la sustancia es el que corresponde a la parte que es soluble en ácido cítrico.

Estados Unidos

El contenido garantizado en P_2O_5 en todos los fertilizantes se basa en el contenido en "ácido fosfórico asimilable", que es el contenido en P_2O_5 soluble en citrato amónico neutro, incluido el soluble en agua. No se exige la determinación ni la declaración por separado del contenido en P_2O_5 soluble en agua. Se puede declarar cuál es el total de P_2O_5 , pero esto no se incluye en el contenido garantizado en "ácido fosfórico asimilable".

Comunidad Económica Europea

En el reglamento aprobado el 19 de diciembre de 1977 se especifican los siguientes solventes permisibles como base para la evaluación de los fertilizantes fosfatados:

1. El agua, como disolvente de esas sustancias, "en los casos en que ello sea aplicable".
2. Acido fórmico (al 2%) para los fosfatos naturales blandos.
3. Acido cítrico (al 2%) para la escoria básica.
4. Solución de Petermann a 65°C para el fosfato dicálcico dihidratado precipitado.
5. Solución de Petermann a la temperatura ambiente para los "fosfatos desintegrados".
6. Solución de Joulie para todos los fertilizantes en que el fosfato —bien sea el único macronutriente, bien forme parte con otros de un fertilizante compuesto— se presente en forma aluminocálcica.
7. Solución neutra de citrato amónico para todo fertilizante.

Las soluciones de Joulie y de Petermann son citratos amónicos alcalinos que contienen amoníaco en estado libre. Para cada disolvente se especifican su composición, los métodos de extracción, las relaciones entre la muestra y el disolvente y los métodos de análisis.

Rebasaría el ámbito del presente manual la descripción detallada de los métodos utilizados para el análisis de los fertilizantes. El desarrollo de métodos adecuados de análisis de fertilizantes a los fines de determinar su asimilabilidad viene reclamando la atención de los especialistas en química agronómica desde los comienzos de la industria. Estos métodos están sujetos a constante revisión y perfeccionamiento a medida que los químicos amplían sus conocimientos y van disponiendo de instrumentos de trabajo más perfectos.

2. Reglamentación del comercio de fertilizantes

Como las sustancias naturales y sintéticas beneficiosas para el desarrollo de las plantas son muy numerosas, podría calificarse de "fertilizantes" y venderse como tales una variedad prácticamente ilimitada de productos. El principal inconveniente de un régimen de entera libertad de comercialización en el mercado de fertilizantes nace de las diferencias en cuanto a la eficacia relativa de esos productos, que depende de su composición. Si los agricultores no pueden tener la certeza de que una partida de fertilizantes tendrá la misma eficacia que la anterior no sabrán tampoco si el abonado de sus campos es ade-

cuado, por mucha que sea su experiencia personal o por más consejos que reciban de las estaciones de experimentación agronómica.

Otro inconveniente de un régimen de libertad omnimoda en la comercialización es la imposibilidad de fijar racionalmente los precios. Una tonelada de fertilizante de baja concentración tiene menos utilidad para el agricultor que la misma cantidad de un abono de concentración elevada; es indispensable, por tanto, disponer de un método sencillo para elegir el fertilizante más ventajoso entre todos los productos que hay en el mercado.

Por las razones antedichas, el etiquetado y la distribución de los fertilizantes en el comercio al por menor están reglamentados en muchos países, a veces por disposiciones legislativas. Esas reglamentaciones se adaptan a las condiciones locales de cada país y varían por tanto de unos casos a otros, pero su fin principal es el establecimiento de un mínimo de uniformidad y de un método sencillo que permita a los agricultores elegir los abonos más económicos.

La reglamentación del mercado contribuye a elevar el coste de los fertilizantes. Para garantizar la concentración de nutrientes determinados, los fabricantes han de dejar un margen de seguridad que varía según el rigor de las comprobaciones técnicas efectuadas durante la fabricación. Otro factor de encarecimiento son los gastos de aplicación de las disposiciones reglamentarias. Esos gastos, inevitables cuando hay que verificar la composición de los fertilizantes despachados en los establecimientos de venta al por menor, quedan compensados por las ventajas de la inspección, pues sin una reglamentación básica acabaría por reinar el caos en el comercio de fertilizantes. Importa, sin embargo, que esa reglamentación, como tantas, quede limitada al mínimo indispensable.

3. Expresión de los contenidos en nutrientes de las plantas referida al óxido o al elemento

En la actualidad, en la mayoría de los países las cantidades o los porcentajes de los nutrientes de las plantas se expresan atendiendo a la cantidad de nitrógeno elemental (N), pentóxido de fósforo (P_2O_5), y óxido potásico (K_2O). Los contenidos en elementos secundarios y micronutrientes se suelen expresar a base del contenido en el elemento, aunque los de calcio y magnesio se expresan a veces refiriéndose a sus óxidos. Sin embargo, algunos países han adoptado la forma de expresión referida al elemento para todos los nutrientes de las plantas. Recientemente, la FAO ha evolucionado en este sentido de preferir la expresión referida al elemento, y durante un

periodo de transición utilizará ambas formas en el caso del fósforo y del potasio (P y P_2O_5 ; K y K_2O).

Los factores de conversión se indican en el cuadro 2.

CUADRO 2. FACTORES DE CONVERSION PARA CONTENIDOS EN NUTRIENTES DE LAS PLANTAS EXPRESADOS CON REFERENCIA AL ELEMENTO O A SU OXIDO

P_2O_5	x	0,44 (0,4364) ²	=	P
P	x	2,29 (2,2914)	=	P_2O_5
K_2O	x	0,83 (0,8302)	=	K
K	x	1,20 (1,2046)	=	K_2O
CaO	x	0,71 (0,7147)	=	Ca
Ca	x	1,40 (1,3992)	=	CaO
MgO	x	0,60 (0,6030)	=	Mg
Mg	x	1,66 (1,6582)	=	MgO
SO ₃	x	0,40 (0,4005)	=	S
S	x	2,50 (2,4971)	=	SO ₃

Fuente: *Handbook of Chemistry and Physics*, 1973, The Chemical Rubber Company, Cleveland (Ohio, EE.UU.)

²Las cifras que figuran entre paréntesis podrían utilizarse como factores de conversión para algunos cálculos en que se requiere gran exactitud (memorias relativas a trabajos de investigación, equilibrio de los nutrientes de las plantas, etc.).

4. Definición de algunos términos de la industria de los fertilizantes

Se definen a continuación unos cuantos términos de uso común en la industria de los fertilizantes, cuya significación pudiera no ser evidente si se consultaran únicamente los diccionarios habituales.

Calidad: La calidad de un fertilizante es su contenido en nutriente expresado en porcentajes, en peso, de N, P_2O_5 , y K_2O , en ese orden. En la mayoría de los países, el concepto de calidad, cuando se utiliza con fines comerciales, comprende sólo la cantidad de nutriente hallada mediante procedimientos analíticos predeterminados, con lo que se excluye cualquier nutriente que esté presente en forma tal que se considere no es asimilable por las plantas para su nutrición. Por ejemplo, la indicación "calidad 10-15-18" denota un fertilizante que contiene porcentajes del 10% de N, 15% de P_2O_5 , y 18% de K_2O determinados mediante procedimientos analíticos preceptivos.

En algunos países las calidades de los fertilizantes se expresan a base del contenido en elemento, como se ha dicho más arriba. En este caso, la calidad 10-15-18 se convertiría en 10-6,5-14,9. En algunos países la calidad se expresa referida al óxido y al elemento. En el presente manual, y salvo indicación contraria, las calidades se entenderán referidas al contenido en óxido.

En algunos casos, no se hablará de "calidad" sino de "análisis" o "fórmulas". Ahora bien, la expresión "fórmula" tiene otra significación (véase la definición).

Fertilizante: Como el presente manual trata de los fertilizantes comerciales, el término "fertilizante" designará, salvo indicación contraria, un producto manufacturado que contiene una cantidad considerable de uno o más de los nutrientes primarios. Normalmente, el proceso de fabricación entraña reacciones químicas, pero también puede consistir en refinar o elaborar por procedimientos físicos sustancias que se producen en la naturaleza, tales como las sales potásicas o el nitrato sódico.

En algunos países, los términos "fertilizante químico", "fertilizante mineral" o "fertilizante inorgánico" se utilizan para distinguir el producto manufacturado de las sustancias orgánicas naturales de origen vegetal o animal. Estas últimas sustancias reciben el nombre de "fertilizantes orgánicos".

Nutriente fertilizante: Uno de los tres nutrientes primarios de las plantas: N, P y K (en los Estados Unidos se da esta designación a cualquier nutriente de las plantas).

Nutriente de las plantas: Cualquiera de los elementos clasificados como esenciales para el crecimiento de las plantas, incluyendo el N, P y K (nutrientes primarios o principales); Ca, Mg, y S (nutrientes secundarios); y Fe, Cu, Zn, Mn, B, Mo, y Cl (micronutrientes).

Fertilizante simple: Fertilizante que contiene un solo nutriente, por ejemplo la urea o el superfosfato (no en los Estados Unidos).

Fertilizante compuesto: Fertilizante que contiene dos o más nutrientes (no en los Estados Unidos).

Fertilizante mixto: Este término se evitará en lo posible, porque su significación varía según los países. En los Estados Unidos, significa dos o más "materiales fertilizantes" mezclados. En algunos otros países, significa un fertilizante compuesto formado mediante mezcla mecánica, sin reacciones químicas.

Material fertilizante (sólo en los Estados Unidos): Fertilizante comercial que a) contiene sólo uno de los nutrientes primarios, b) tiene el 85% de su contenido en nutrientes en forma de un solo compuesto químico, o c) se ha obtenido de desechos vegetales o animales o como subproducto o mineral natural y se ha elaborado sin añadir nutrientes primarios de otras fuentes. El uso de este término es arbitrario. Por ejemplo, se clasifican como "materiales fertilizantes" el fosfato amónico y el fosfato-sulfato de calidades 11-48-0, 13-39-0, 16-20-0, 27-14-0, y 21-53-0, mientras que se clasifican como "fertilizantes mixtos" al fosfato amónico 18-46-0 y todas las demás calidades del fosfato amónico. En el presente manual se evitará el uso de este término

salvo cuando se emplee en el sentido obvio de cualquier material que se utiliza para la formulación o producción de fertilizantes.

Fertilizante complejo: Se evitará este término. En algunos países denota un fertilizante compuesto formado mediante la mezcla de ingredientes que reaccionan químicamente. Algunos autores utilizan el término para incluir sólo los fosfatos amónicos y los nitrofosfatos.

Nitrofosfato: Fertilizante obtenido por un proceso en el que una de las fases consiste en la reacción química del ácido nítrico con la fosforita. Este material se conoce también con el nombre de "fosfato nítrico".

Fertilizante granular: Fertilizante en forma de partículas de tamaños comprendidos entre dos números de tamiz u otros límites superior e inferior; por lo general, el campo de tamaños es el de 1-4 mm, pero a veces es más estrecho. En general, el término "granular" no significa necesariamente que se haya utilizado determinada técnica o procedimiento para preparar el material de ese tamaño; el tamaño que se desea darle puede obtenerse aglomerando partículas menores, triturando y tamizando partículas mayores, controlando el tamaño de los cristales en proceso de cristalización, separando una de las fracciones de un mineral potásico beneficiado y triturado, o sometiendo un material a la granulación en perdigones. Esto no obstante, hay mucha costumbre de referirse al producto calificándolo de "granulado en perdigones", "compactado", "cristalino", etc.

Fertilizante no granular (en polvo): Fertilizante que contiene partículas finas, para cuyo tamaño máximo suele haber algún límite —de 3 mm, por ejemplo— sin que lo haya para el mínimo.

Fertilizante granulado en perdigones: Tipo de fertilizante granular en forma casi esférica producido por solidificación de gotículas que caen libremente en aire o en algún otro medio fluido.

Fertilizante recubierto: Fertilizante granular que se ha recubierto con una delgada capa de alguna sustancia —arcilla por ejemplo— para impedir que se apelmace o para regular la velocidad de disolución.

Fertilizante acondicionado: Fertilizante tratado con un aditivo para mejorar su condición física o impedir el apelmazamiento. El agente acondicionante puede aplicarse como revestimiento o incorporarse al producto.

Fertilizante a granel: Fertilizante no envasado.

Fertilizante mezclado a granel, fertilizante mezclado: Dos o más fertilizantes granulares de tamaño similar unidos por mezcla para formar un fertilizante compuesto.

Fertilizante líquido o fluido: Término general que incluye a los fertilizantes que se encuentran total o parcialmente en solución y pueden manipularse como líquidos. El concepto incluye los líquidos claros, los líquidos que contienen sólidos en suspensión, y (por lo general) el amoníaco anhidro. Sin embargo, se encuentran a veces referencias al amoníaco anhidro en que se lo considera como fertilizante gaseoso, a pesar de que se aplica como líquido.

Fertilizante en suspensión: Un fertilizante líquido (fluido) con sólidos que se mantienen en suspensión añadiendo, por ejemplo, una pequeña cantidad de arcilla. Los sólidos pueden ser materiales solubles en agua en solución saturada, o materiales insolubles, o ambos tipos de materiales.

Fertilizante en solución: Fertilizante líquido acuoso exento de sólidos.

Intermedio fertilizante: Producto fertilizante manufacturado (como amoníaco, ácido fosfórico, o fosfato amónico no granular) destinado a ulterior elaboración. La mayoría de estos "intermedios" pueden utilizarse directamente como fertilizantes, y así se hace a menudo. Por ejemplo, el amoníaco se puede usar directamente como fertilizante o como producto intermedio para la fabricación de urea, nitrato amónico, fosfato amónico, etc.

Aplicación del fertilizante: Término general que describe la acción de disponer el fertilizante en el interior o sobre la superficie del suelo conforme a alguna de las diversas modalidades existentes.

Abonado de fondo: Aplicación de fertilizante efectuada antes de iniciarse el cultivo y destinada a atender total o parcialmente a las necesidades del mismo durante el período de crecimiento. El fertilizante puede aplicarse antes de la arada, antes de la plantación o durante la plantación o trasplante.

Aplicación directa: Uso de un material (el amoníaco o la fosforita, por ejemplo) como fertilizante sin ulterior elaboración. Asimismo, aplicación de un fertilizante simple, como el superfosfato triple o la urea, en contraposición a su empleo en la preparación de un fertilizante compuesto.

Distribución de fertilizantes: Término genérico que designa las operaciones de transporte, almacenamiento intermedio y comercialización de los fertilizantes, incluidas las que se efectúan entre el momento en que el fertilizante sale de la fábrica y el de llegada a la finca de labranza.

Superfosfato: Producto que se obtiene atacando la fosforita con ácido sulfúrico o fosfórico o con una mezcla de ambos.

Superfosfato simple (también llamado superfosfato "ordinario" o "normal"): Superfosfato producido por ataque sulfúrico. Suele contener 16-22% de P_2O_5 .

Superfosfato triple (llamado también superfosfato "concentrado"): Superfosfato producido por ataque fosfórico y que suele contener 44-57% de P_2O_5 .

Superfosfato enriquecido: Superfosfato producido por ataque sulfofosfórico. Incluye cualquier calidad de entre 22 y 44% de P_2O_5 , si bien suele oscilar entre el 25 y el 30%.

P_2O_5 asimilable o soluble: La parte de P_2O_5 que es soluble en los solventes que se indiquen en los reglamentos oficiales sobre determinación del valor fertilizante de los superfosfatos. En los Estados Unidos, el término "available phosphoric acid" ("ácido fosfórico asimilable") designa el contenido de P_2O_5 que es soluble en citrato amónico neutro, incluida la porción soluble en agua.

Fertilizante exento de cloro: Fertilizante cuyo contenido en cloro no llega a determinado nivel. Como la fuente usual del cloro en los fertilizantes es el cloruro potásico, el término suele referirse a un fertilizante que contiene potasio de alguna otra fuente, como el sulfato o el nitrato. Sin embargo, en algunos casos se puede utilizar cloruro potásico como materia prima y eliminar el cloro durante el proceso. Los fertilizantes bajos en cloro pueden preferirse por razones agronómicas (véase el capítulo XVIII) o, en el caso de algunos fertilizantes compuestos que contienen nitrato amónico, para evitar riesgos de inestabilidad térmica (véase el apartado "Peligros del nitrato amónico" del capítulo VIII). El contenido máximo en cloro de los fertilizantes "exentos de cloro" puede estar en el campo del 1,0-2,5%, según el tipo de fertilizante y la reglamentación del país de que se trate.

Fórmula o formulación: Lista de materiales, con indicación de su contenido en nutrientes y de las cantidades necesarias para producir un peso determinado (una tonelada, por ejemplo) de fertilizante simple o compuesto de una calidad especificada.

Abreviaturas: Las abreviaturas corrientemente utilizadas para los fertilizantes más conocidos son las siguientes*:

*En la literatura de los países de habla inglesa es corriente designar mediante abreviaturas los productos de la lista que figura a continuación, en la que se indica asimismo la calidad típica correspondiente a cada uno de ellos. Deliberadamente, no se ha hecho la transposición en el caso de dos abreviaturas inglesas cuyo uso se ha impuesto abrumadoramente en la literatura de los países hispanoparlantes (DAP y MAP).

Producto	Denominación	Cantidad típica
Fosfato diamónico	FAP	18-46-0
Fosfato monoamónico	FMP	0-47-31
Fosfato monoamónico	MAP	11-55-0
Mixtura de potasa (soluto) potásico de calidad fertilizante	MPP	60-62 - K O
Mixtura potásica	MFP	0-55-17
Nitrato amónico	NA	33-31 - N
Mezcla de nitrato-amónico y carbonato cálcico	NAC ²	20,5-28 - N
Nitrato de urea-amonio (en solución)	NAT	28-27 - N
Nitrato cálcico	NC	15 - N
Nitrato amónico	NFA	30-10-0
Nitrato potásico	NP	13-44-0
Poliostato amónico (en solución)	PA	10-14-0
Sulfato amónico	S	21 - N
Sulfato de potasa — Sulfato potásico de calidad fertilizante	SD	50 - K O
Sulfostato amónico	SFA	16-20-0
Superostato simple	SFS	16-22 - P O
Superostato triple	SFT	44-48 - P O
Sulfonitrato amónico	SNA	26 - N
Trea	T	45-46 - N
Trea recubierta de azufre	TFA	

*Puede contener urea, margá, dolomita, caliza o carbonato cálcico químicamente precipitado. Puede también "calentarse" y "nitro-calentarse".

V. Materias primas para la producción de fertilizantes: necesidades y reservas

La finalidad del presente capítulo es identificar las principales materias primas que la producción de fertilizantes requiere e informar en general sobre la suficiencia y ubicación de las reservas conocidas.

Las materias primas importantes son el gas natural, la nafta, el fuel oil y la hulla para la fabricación de fertilizantes nitrogenados; la fosforita —o roca fosfatada— y el azufre para los fertilizantes fosfatados; y los minerales de potasa para los fertilizantes potásicos. El gas natural, la nafta, el fuel oil, el azufre y la potasa son sustancias químicas, o mezclas de sustancias químicas, a las que puede aplicarse una especificación claramente definible y que varían relativamente poco de un lugar a otro. En cambio, la fosforita y la hulla son productos de minería a los que sólo hasta cierto punto cabe aplicar una especificación y que varían considerablemente de un lugar a otro. Contienen —aparte de la sustancia fosfato o carbono, respectivamente— constituyentes que pueden tener importante influencia

en los procesos en que se utilizan para la fabricación de fertilizantes. Por consiguiente, puede diseñarse un proceso especialmente concebido para utilizar determinado tipo de fosforita o de hulla. Un cambio en la fuente de suministro puede redundar en detrimento del proceso y mermar la eficiencia y/o el volumen de producción. Por lo tanto, en lo que a estas materias primas se refiere, conviene concertar contratos de aprovisionamiento que abarquen periodos dilatados y en los cuales se especifique la fuente de suministro. Si llega a ser necesario cambiar de fuente de suministro, deben efectuarse pruebas cuidadosas y prolongadas de otros materiales antes de firmar nuevos contratos de aprovisionamiento.

Por otra parte, es frecuente que, al construir una instalación, convenga dotarla de la flexibilidad suficiente para poder aceptar fosforita de diversas fuentes, a fin de aprovechar las situaciones de competencia o de estar preparado para la eventualidad de que se corte el suministro de la fuente originalmente prevista. Además, al proyec-

CUADRO 1. NECESIDADES ANUALES DE MATERIAS PRIMAS

	Países en desarrollo				Países desarrollados			
	1980	1985	1990	2000	1980	1985	1990	2000
Gas natural (10 ⁹ m ³)	14,1	25,3	36,5	61,3	33,0	47,5	60,0	94,5
Nafta (millones de toneladas)	2,4	3,0	3,7	4,7	5,9	6,6	7,3	8,6
Fuel oil (millones de toneladas)	1,3	2,7	4,8	8,8	3,0	4,8	7,1	12,5
Hulla (millones de toneladas)	2,8	8,6	18,3	40,3	6,5	13,9	25,0	57,6
Fosforita (millones de toneladas de P ₂ O ₅)	9,3	14,1	19,1	31,5	27,4	32,2	37,9	50,7
Azufre (millones de toneladas)	6,5	10,5	14,6	24,9	19,2	23,1	27,8	38,3
Potasa (millones de toneladas de K ₂ O)	4,5	6,5	8,9	14,8	24,6	30,4	36,7	51,2

Fuente: "World-Wide Study of the Fertilizer Industry, 1975-2000" (proyecto), noviembre 1976, ONU/DE, Viena.

Notas

1. En cuanto a las materias primas para la producción de amoníaco, véase en el texto el porcentaje con que se ha supuesto contribuye cada una de ellas a esa producción.
2. Fosforita. Igual a la producción de P₂O₅ más un 8% de margen para pérdidas de conversión. Es de advertir que en los pronósticos sobre la demanda de P₂O₅ se excluye la fosforita molida, que, desde hace años, viene constituyendo algo así como el 7% del consumo total de P₂O₅. De mantenerse esta cadencia de consumo, las estimaciones del consumo de fosforita pecarían por defecto en un 7%, aproximadamente.
3. Azufre. Para calcular el consumo de MAP/DAP se han tomado valores de 0,94 toneladas/tonelada de P₂O₅ y para el de los superfosfatos simple y triple 0,70 toneladas/tonelada de P₂O₅, y cero para el nitrofosfato. Para 1980, se supone que la producción se distribuye en la forma siguiente: 36% de MAP/DAP, 46% de superfosfatos y 18% de nitrofosfato. Para el periodo posterior a 1980 se supone una distribución de 80% de MAP/DAP y 20% de superfosfatos.
4. Igual a la demanda de potasa más un 5% de margen para aumento de existencias y mermas de manutención.

tar la planta hay que dejar el margen de flexibilidad que se pueda, contando con que aún en el caso de que la fosforita y la hulla se obtengan de sendas fuentes únicas, siempre habrá ciertas variaciones de calidad.

A. Estimación de las necesidades de materias primas

En el cuadro 1 se reproduce una estimación de las necesidades de materias primas de los países en desarrollo y de los desarrollados. Se basa esta estimación en proyecciones del consumo de fertilizantes dadas en un estudio de ámbito mundial sobre la evolución de la industria de los fertilizantes hasta finales del siglo —“World-Wide Study of the Fertilizer Industry: 1975-2000”— que preparó la ONUDI para su consideración por un grupo de expertos reunido en Viena del 16 al 18 de noviembre de 1976. Las estimaciones de consumo han sido revisadas y se han reducido ligeramente. Esto no obstante, se considera que las estimaciones presentes reflejan con aproximación grosera, pero suficiente, las necesidades de materias primas que han de compararse con las reservas.

Tomadas conjuntamente, las estimaciones correspondientes a las materias primas necesarias para la obtención de amoníaco —gas natural, nafta, fuel oil y hulla— arrojan una estimación razonablemente precisa del total de la energía necesaria para la fabricación de fertilizantes nitrogenados. Pero las estimaciones aisladas correspondientes a cada una de esas materias primas —y, sobre todo, las de la nafta, el fuel oil y la hulla, que, sumadas, representan el 30-35% de las necesidades de energía— están sujetas a un amplio margen de error, pues dependen muchísimo de apreciaciones individuales de la evolución que pueda registrarse en cuanto al uso de esas materias primas hasta el año 2000. En vista de esta incertidumbre, se ha supuesto que la parte que, del total de las materias primas necesarias para la producción de fertilizantes nitrogenados, corresponde al gas natural, a la nafta, al fuel oil y a la hulla es la misma en los países en desarrollo que en los desarrollados. Las hipótesis sentadas al respecto, y las consideraciones en que se basan, se examinan en la parte del presente capítulo titulada “materias primas para la producción de amoníaco”.

B. Disponibilidad y fuentes de materias primas

Se informa a renglón seguido sobre la magnitud y la distribución geográfica de las reservas mundiales de materias primas para la fabricación

de fertilizantes y sobre su producción actual. Hay cifras razonablemente exactas sobre el ritmo de producción pero no puede decirse lo mismo de las reservas. En relación con las reservas de cualquier producto mineral, sobre todo si se consideran a escala global, es imposible presentar algo más que una estimación muy grosera, dadas las dificultades existentes. Estas dificultades pueden considerarse divididas en dos amplias categorías.

La primera dificultad dimana de la falta de información. Hay extensas zonas del globo terráqueo que no han sido estudiadas adecuadamente o que no lo han sido en absoluto. Incluso cuando se sabe que existen yacimientos, la información de que se dispone en cuanto a cantidad y calidad varía grandemente. Sólo hay datos razonablemente completos en relación con aquellos yacimientos que están en explotación o para los cuales existen ya planes concretos de puesta en explotación; incluso en esos casos, los datos pueden abarcar sólo las partes de más fácil acceso y explotación del yacimiento. En cuanto a los yacimientos de existencia conocida pero que no están en explotación, puede ocurrir que la información sea sumamente parca. Por ejemplo, recientemente se han descubierto en Tailandia yacimientos de sales potásicas, y se estima que las reservas son “muy grandes”, pero no hay datos cuantitativos. El motivo de esta falta de datos es, simplemente, que la exploración y evaluación completas de un yacimiento es un proceso costoso que sólo se emprende cuando hay probabilidades de explotación comercial. En cuestiones de estimación de reservas, es un lugar común que, aunque se apliquen cadencias de producción elevadas, las reservas permanecen constantes o incluso aumentan a lo largo de periodos dilatados porque se descubren nuevos yacimientos con la misma rapidez con que se van consumiendo los existentes.

Al tropezar con esta dificultad, algunos estimadores se limitan a considerar los yacimientos identificados respecto de los cuales se dispone de información razonablemente adecuada. Otros incluyen los yacimientos que son conocidos pero que sólo se han explotado en parte; y otros añaden un “complemento eventual” a fin de tener en cuenta los yacimientos aún no descubiertos, pero cuya existencia sea razonable inferir basándose en factores geológicos conocidos.

La segunda dificultad es que no existe una definición del término “reservas” de aceptación general. Hay estimadores que incluyen toda la cantidad existente en el yacimiento, mientras otros sólo incluyen la cantidad que pueda extraerse mediante las técnicas mineras actuales. Y no faltan los que incluyen sólo la cantidad que puede extraerse económicamente en la fecha en que escriben, cantidad que depende del costo de la

extracción y beneficio en relación con los precios que alcance el mineral en el mercado. Conforme a este último criterio, la proporción del mineral de un yacimiento incluido en las reservas variaría según el yacimiento de que se tratase y se vería también afectada por los cambios del precio de mercado o del costo de las operaciones mineras.

Dado que el concepto de "reservas" varía de esta forma tan amplia, nada tiene de sorprendente que las estimaciones sobre reservas totales arrojen diferencias grandísimas; por ejemplo, las estimaciones de las reservas mundiales de fosforita varían entre 85.000 millones de toneladas y 1.3 billones de toneladas. Las dificultades con que se tropieza para comparar diversas estimaciones se agravan por el hecho de que no siempre se indica claramente qué definición del concepto "reservas" se ha utilizado para basar la compilación.

Es evidente, pues, que no se conoce con precisión la magnitud de las reservas nacionales y globales de materias primas para la fabricación de fertilizantes. Las estimaciones más fiables son las correspondientes a los crudos de petróleo y, en menor grado, al gas natural. Como se trata de materiales de gran importancia, se ha prestado gran atención a los mismos y a la tecnología que su estimación requiere. Las estimaciones correspondientes a las demás materias primas son mucho menos fiables. Esto no obstante la correspondiente a la potasa es probablemente la más fiable porque en este caso el número de yacimientos conocidos es relativamente pequeño y la mayoría de ellos han sido objeto de levantamientos cuidadosos. Las estimaciones con mayor margen de incertidumbre son las de la fosforita, el azufre y la hulla, pues son materiales distribuidos en una zona muy amplia; hay muchos yacimientos por descubrir; y es difícil obtener muestras representativas que permitan apreciar la calidad de los yacimientos. Afortunadamente, las estimaciones correspondientes a la potasa, la fosforita y la hulla ponen de manifiesto que, aun dejando margen para las inevitables faltas de exactitud, las reservas globales son más que suficientes para el futuro previsible. En el caso del azufre, las reservas totales también son amplias pero, con el transcurso del tiempo, quizá se produzca un desplazamiento hacia el uso de materiales que en la actualidad no se utilizan mucho.

1. Materias primas para la producción de amoniaco

Las materias primas utilizadas para la producción de amoniaco —el gas natural, la nafta, el fuel oil y la hulla— difieren de las demás materias primas utilizadas para la fabricación de otros fertilizantes —fosforita, azufre y potasa— en que estas últimas tienen como principal aplicación la

industria de los fertilizantes, mientras que el uso de las primeras en esta industria constituye sólo una pequeña fracción del consumo total. En la fabricación de fertilizantes se utilizan las siguientes proporciones de la producción mundial de materias primas: el 85% de la fosforita; el 40% del azufre y el 95% de la potasa, frente a un 3% del gas natural y un 0,5%, aproximadamente, de productos del petróleo y hulla.

Por consiguiente, el desarrollo, la estructura y la economía de las industrias que suministran la fosforita, el azufre y la potasa están estrechamente vinculadas al progreso de la industria de los fertilizantes. En el caso de la producción de materias primas para la obtención de amoniaco, no existe esa vinculación estrecha. En particular, los precios que los fabricantes de fertilizantes nitrogenados pagan por las materias primas que necesitan para obtener el amoniaco son función del valor que esas materias primas tienen para otros usos —cuando se utilizan, por ejemplo, como combustibles, como materias primas para industrias químicas o como constituyentes de combustibles para motores— y no de su mayor o menor idoneidad como elementos para la fabricación de amoniaco.

En la tabla que figura a continuación se dan las cifras correspondientes a las principales materias primas de uso mundial para la producción de amoniaco en 1971 y 1975, así como predicciones para años ulteriores:

Materia prima	Porcentaje de la producción de amoniaco					
	1971	1975	1980	1985	1990	2000
Gas natural	60	62	71,5	71,0	69,5	68,0
Nafta	20	19	15,0	13,0	8,5	6,5
Fuel oil	4,5	5	7,0	8,5	10,0	12,0
Hulla	9	9	5,5	6,5	7,5	10,5
Total	93,5	95,0	99,0	99,0	95,5	97,0

Tanto las predicciones como las estimaciones correspondientes a años anteriores se han tomado de datos inéditos proporcionados por la ONUDI; sin embargo, las estimaciones de 1971 y 1975 no son necesariamente comparables con las predicciones para 1980-2000. El porcentaje que corresponde a la hulla como sustancia para la producción de amoniaco depende muchísimo de las estimaciones correspondientes a la China, país en que se encuentra aproximadamente la mitad de la capacidad mundial basada en la hulla, principalmente en más de 1.000 plantas de pequeña magnitud. Las previsiones para años futuros dependen de hipótesis formuladas en cuanto a la futura utilización de estas pequeñas fábricas. Otra incertidumbre dimana de la capacidad de las plantas de amoniaco de utilizar distintas materias primas; varias plantas han cambiado recientemente de la nafta al gas natural, al gas natural licuado o al gas de petróleo licuado, debido al elevado costo

de la nafta y por lo menos una planta ha cambiado de la hulla al gas natural.

A pesar de estas incertidumbres, cabe afirmar que se observa una clara tendencia, a corto plazo, hacia el aumento del uso del gas natural como materia prima para la producción de amoníaco. Una gran mayoría de las nuevas plantas planeadas y en construcción utilizarán gas natural, y algunas plantas diseñadas para utilizar nafta se han convertido, o se van a convertir, de forma que puedan utilizar como materia prima el gas natural, incluido el licuado. Disminuirá la proporción correspondiente a la nafta, que resulta demasiado cara. La participación del fuel oil será pequeña, pero irá aumentando. En cuanto a la hulla, en el futuro próximo representará un porcentaje menor de entre las materias primas para la producción de amoníaco, pero a partir de 1990 su participación relativa comenzará a aumentar. Ahora bien, las perspectivas a largo plazo son que el gas natural seguirá siendo la materia prima predominante durante el resto del siglo. Parte del previsto aumento en el uso de la hulla se debe a que, según se ha supuesto, se utilizará como combustible en las plantas de amoníaco que usan materiales más caros como materia prima.

Como fuentes secundarias y poco importantes de materias primas cabe citar el GPL, el gas de hornos de coque, el gas de cola de refinería y el hidrógeno resultante de la electrólisis del agua o de la producción de cloro-álcali. En rigor, habría que incluir entre las materias primas al aire y al agua,

va que, para obtener amoníaco, es necesario el nitrógeno del aire, y gran parte del hidrógeno del gas de síntesis se obtiene del agua (vapor) por reacción con el carbono del hidrocarburo que se utilice. Sin embargo, en la práctica el aire y el agua se dan por descontados.

Algunas fuentes de hidrocarburos utilizables como materia prima para la producción de amoníaco son los esquistos petrolíferos y las arenas petrolíferas o alquitranadas. También los desechos orgánicos podrían ser fuente de materia prima, bien por pirólisis, para obtener gas que contenga monóxido de carbono e hidrógeno, bien por fermentación anaerobia, para producir metano y dióxido de carbono. Es más, se ha sugerido incluso que se podrían cultivar ciertas plantas vegetativas con el fin de generar metano mediante fermentación anaerobia. De todos modos, lo más probable es que durante el resto del siglo sigamos confiando casi totalmente en el gas natural, los productos petrolíferos y la hulla como materias primas para la obtención de amoníaco. Procede pues, examinar las reservas de estos materiales, su ubicación, magnitud y cadencia de utilización.

En el cuadro 2 se resumen, por regiones, los datos sobre reservas de gas natural y petróleo al 1 de enero de 1977; y la producción de 1976. En el apéndice A se indican, por países, las reservas de estos materiales.

Considerando el mundo en su conjunto, las reservas conocidas de gas natural equivalen a la producción de 46 años, al ritmo de producción

CUADRO 2 RESERVAS Y PRODUCCION DE PETROLEO Y GAS NATURAL

	Gas natural (miles de millones de m ³)		Petróleo (millones de toneladas)	
	Reservas ^a	Producción ^b	Reservas ^a	Producción ^b
<i>Regiones en desarrollo</i>				
África	5 923	46	8 299	291
América Latina	2 558	58	4 604	228
Asia occidental	14 543	59	50 088	1 138
Asia oriental	2 250	28	2 434	116
Asia comunista ^c	708	—	2 740	—
Total	25 982	191	68 165	1 773
<i>Regiones desarrolladas</i>				
América del Norte	7 818	656	5 137	489
Europa occidental	4 019	177	3 360	46
Europa oriental ^d	26 906	405	11 053	618
Oceania	1 090	—	219	23
Otras regiones	60	—	4	—
Total	38 893	1 238	19 773	1 176
Total mundial	65 875	1 429	87 938	2 949

Fuente: *International Petroleum Encyclopedia*, 1977

^aAl 1 de enero de 1977

^bAño civil 1976

^cChina continental únicamente

^dIncluida la URSS

^eIncluida en "otras regiones"

anual de 1976; y las reservas de petróleo equivalen a la producción de 30 años. Sobre base regional, las reservas de gas correspondientes a zonas en desarrollo equivalen a 136 años de producción, a la cadencia actual; mientras que las reservas en América del Norte son menos de 12 veces la producción de 1976.

En el cuadro 3 puede apreciarse la tendencia de las reservas estimadas durante los últimos 8 años (1971-1978). Los datos muestran que las reservas aumentaron, hasta 1975, ya que se hallaba más petróleo y gas que el que se utilizaba. Desde 1975, las reservas vienen disminuyendo. Sin embargo, el fuerte descenso de 1975 a 1976 excede grandemente de la producción de ese año y se debe probablemente a una reevaluación de las reservas. En 1978 se produjo un aumento considerable de las reservas de gas natural.

CUADRO 3. TENDENCIAS DE LAS RESERVAS MUNDIALES DE PETRÓLEO Y DE GAS NATURAL

año	Reservas de petróleo, miles de millones de toneladas	Reservas de gas natural, billones de metros cúbicos
1971	83.8	45.5
1972	86.7	49.1
1973	91.0	53.1
1974	85.9	57.7
1975	97.6	72.1
1976	90.2	65.7
1977	87.9	66.3
1978	88.3	71.4

Fuente: *International Petroleum Encyclopedia*, 1978, 77 y 78.
Las reservas corresponden al 1 de enero del año indicado.

Hay ciertos motivos para creer que las reservas de gas natural, tanto conocidas como por descubrir, pueden ser muy superiores a lo que se supone por lo general. Antes de 1950 se hacían muy pocas prospecciones en busca de gas; la mayor parte del gas se encontraba al buscar petróleo. Hasta 1977, el precio del gas natural en los Estados Unidos estaba intervenido, y se había fijado un tope máximo de 0.52 dólares por millar de pies cúbicos (\$0,018/m³). Las estimaciones existentes anteriormente sobre las reservas se basaban en las cantidades de gas que eran recuperables económicamente a ese precio. Y sólo se emprendían trabajos de prospección si las circunstancias se prestaban a que los yacimientos hallados fuesen rentables a ese precio.

Ahora que en los Estados Unidos se prevén precios de un orden de magnitud distinto, resulta provechoso explorar zonas más amplias, y llegar a mayores profundidades e incluso a emplazamientos en que no es probable que se encuentre petróleo. Además, pueden ponerse en producción considerables recursos conocidos que antes no

estaban clasificados como reservas económicas. El organismo norteamericano competente (U. S. Potential Gas Committee) estima que en los Estados Unidos pueden encontrarse aún 27.5 billones de m³ de gas adicional, lo que equivale a 46 veces la producción de 1976 [1].

La cantidad de metano existente en la corteza terrestre tiene que ser enorme. Por ejemplo, una vasta zona de las capas acuíferas de la costa del Golfo de México situadas a profundidades de entre 2.500 y 8.000 m contienen metano disuelto en agua salada muy caliente, a 150°C. No se conoce con exactitud la cantidad de metano, pero un experto estima que puede contener hasta 2.800 billones de m³ y más energía que todas las reservas de hulla de los Estados Unidos [1, 2]. En cuanto a la viabilidad económica de la recuperación de este metano hay división de opiniones; y hasta hace poco no ha existido incentivo económico para intentar esa recuperación.

También se calcula que hay 17 billones de m³ de gas natural atrapado en las llamadas "arenas densas" y unos 8 billones de m³ en vetas carboníferas para las que no se conoce medio económico de recuperación. Otros 17 billones de m³ existen en esquistos subterráneos de Ohio y zonas adyacentes. Ya se está recuperando parte de este "gas de esquistos" y se están estudiando técnicas de recuperación prometedoras con vistas a recuperar también otras porciones [1].

Los datos dados más arriba corresponden a recursos situados en los Estados Unidos, pero es probable que haya recursos similares en muchos países.

En el cuadro 4 se indican las reservas de hulla mundiales al 1 de enero de 1974 y, con desglose por regiones, la producción de 1973. En un informe del U. S. Bureau of Mines publicado en 1977 se cifraba la producción mundial de hulla y lignito en 3.600 millones de toneladas, y los recursos mundiales en 11.432 billones de toneladas [3]. Si pudiera recuperarse aunque sólo fuera la mitad de estos recursos, ellos representarían el suministro para casi 1.600 años, a la cadencia de producción actual. Como la exploración en busca de hulla ha sido poco intensa, relativamente, es probable que aun pudiera encontrarse mucha más.

Al parecer, las reservas de petróleo y de gas natural están distribuidas con mucha mayor amplitud que las de hulla: 70 países, 45 de ellos en desarrollo, han declarado poseer reservas de petróleo o de gas o de ambos productos. Sólo 19 países, 5 de ellos en desarrollo, declararon reservas de hulla. De todos modos, es posible que esta diferencia se explique por el hecho de que la prospección carbonera haya sido menos intensa.

Las conclusiones a que se llega así son: que las materias primas para la producción de amo-

CUADRO 4. RESERVAS MUNDIALES DE HULLA

	Reservas, miles de millones de toneladas		Producción (1975), millones de toneladas
	Identificadas	Probables	
<i>Regiones en desarrollo</i>			
Africa	6	15	5
América Latina	9	36	12
Asia occidental	1	2	6
Asia oriental	23	86	95
Asia comunista	300	1 011	458
Total	340	1 150	580
<i>Regiones desarrolladas</i>			
América del Norte	326	2 383	547
Europa occidental	150	401	283
Europa oriental	205	4 052	657
Oceania	26	113	57
Otras regiones	32	52	85
Total	740	7 000	1 630
Total mundial	1 080	8 150	2 210

Fuente: Anuario estadístico de las Naciones Unidas, 1974, citado en "World-Wide Study of the Fertilizer Industry, 1975-2000", ONU/DI, 1976. Comprende sólo la hulla. Las reservas de lignito se calcula ascienden a 0,34 billones de toneladas de reservas identificadas y 2,63 billones de toneladas de reservas probables.

niaco están distribuidas con gran amplitud tanto en los países en desarrollo como en los desarrollados; que las reservas de los países en desarrollo son mucho mayores —en relación con la cadencia de producción actual— que las de los países desarrollados; que los suministros de hulla son más que suficientes, pero que durante el período 1980-2000 las materias primas consistentes en hidrocarburos, aunque se encuentren disponibles en cantidades suficientes, irán siendo cada vez más caras, probablemente.

2. Fosforita

Con la posible excepción de la hulla, la fosforita es la materia prima más variable entre las que utiliza la industria de los fertilizantes. Los yacimientos en que se obtiene varían mucho en cuanto a concentración del fosfato y en cuanto a los tipos y cantidades de otros materiales. La calidad de la fosforita suele definirse atendiendo al contenido en P_2O_5 , que oscila normalmente entre el 28 y el 38%. Sin embargo, dejando aparte la conveniencia que este criterio tiene para determinar los gastos de transporte y manutención por tonelada de P_2O_5 , la concentración en P_2O_5 es una guía insuficiente en cuanto al valor o la idoneidad, para la fabricación de fertilizantes, de determinada calidad o determinado tipo de fosforita.

El análisis químico completo de una muestra representativa de fosforita constituye una guía útil para determinar su idoneidad a los fines de la

fabricación de fertilizantes y de la proyección de la planta en que ha de utilizarse, pero no pasa de ser una guía. Cuando, en una planta nueva, se propone la utilización de una fosforita que se use mucho en la fabricación de fertilizantes, la experiencia de otros usuarios es de gran valor pero, si no hay mucha experiencia anterior en relación con el uso de esa fosforita, se deben hacer pruebas completas antes de decidir en cuanto a la proyección de la planta. Por las mismas razones, en una planta ya existente hay que proceder con gran precaución si se tiene pensado cambiar la fuente de suministro de la fosforita.

La producción mundial de fosforita (el 85% de la cual se utiliza en la industria de los fertilizantes) se ha duplicado virtualmente en los últimos diez años y, conforme a las estimaciones del cuadro 1, aumentará todavía en dos veces y media entre 1980 y el año 2000. Es probable que los yacimientos de mejor calidad vayan agotándose y que los productores recurran a yacimientos de menor calidad, lo que ocasionará una reducción del contenido medio en P_2O_5 del producto que se lleva al mercado y a una elevación del contenido en impurezas. Ahora bien, es de advertir que la calidad del producto una vez beneficiado no guarda necesariamente relación con la calidad de la mena. La influencia de la calidad y de las impurezas comunes en el uso de la fosforita en los diversos procesos de producción de fertilizantes fosfatados se examina en los capítulos XII, XIII, XIV y XV.

La producción de fosforita en distintos países en el año 1976 se da en el cuadro 5 [4], en el que puede apreciarse que, si bien los yacimientos están distribuidos con gran amplitud (hay unos 31 países productores), en Europa occidental y en Asia oriental escasean los recursos autóctonos, y tres países (los Estados Unidos, la URSS y Marruecos) cuentan con el 79% de la producción corriente. Esta distribución no ha variado apreciablemente en los últimos 10 años. De 1964 a 1973, ambos inclusive, la producción mundial se duplicó virtualmente pero en esos mismos 10 años, los Estados Unidos, la URSS y Marruecos siempre aportaron entre el 75 y el 80% de la producción total. En el período en cuestión, la URSS duplicó su producción y los Estados Unidos y Marruecos aumentaron la suya en unos dos tercios [5].

La distribución de la producción de fosforita, por regiones, en 1976 se indica en la tabla que figura a continuación:

Región	Miles de toneladas de producto
Africa	25 227
América Latina	797
Asia occidental	3 501
Asia comunista	5 350
Otras zonas de Asia	510
Total de las regiones en desarrollo	35 385

Región	Milares de toneladas de producto
América del Norte	44 671
Europa occidental	110
Europa oriental	24 200
Oceania	2 453
Total de las regiones desarrolladas	71 434
Total mundial	106 819

Las exportaciones mundiales que corresponden a los tres países suministradores más importantes suponen el 70% del total, pero se reparten entre ellos en forma muy distinta que su participación en la producción. Los Estados Unidos y la URSS, con vastos mercados internos, dependen mucho menos de la exportación que Marruecos. En 1976, los Estados Unidos exportaron el 20% de su producción; la URSS, el 23%; y Marruecos, el 95%. A los países en desarrollo, considerados en su conjunto, les corresponde el 60%, aproximadamente, de las exportaciones mundiales, y aproximadamente la mitad de esas exportaciones proceden de Marruecos.

En 1974, según estadísticas de la FAO, correspondió a los países en desarrollo el 15% de

CUADRO 5. PRODUCCION MUNDIAL DE FOSFORITA, 1976

País	Miles de toneladas de producto	del total
Estados Unidos	44 671	41,8
URSS	24 200	22,6
Marruecos	15 293	14,3
China	3 400	3,2
Túnez	3 294	3,1
Togo	2 067	1,9
Senegal	1 796	1,7
Jordania	1 717	1,6
Sudáfrica	1 639	1,5
Viet Nam	1 500	1,4
Isla Christmas	1 033	1,0
Israel	831	
Argelia	820	
Isla Nauru	755	
República Árabe Siria	511	
India	510	
Brasil	463	
República Democrática de Corea	450	
República Árabe de Egipto	443	
Isla Ocean	417	5,9
Australia	248	
México	197	
Sahara	173	
Rodest	130	
Alemania, República Federal de	85	
Venezuela	80	
Curaçao	54	
Suecia	25	
Uganda	15	
Perú	2	
Colombia	1	
Total	106 820	100,0

la producción de fertilizantes de P₂O₅ y el 20% del consumo, frente a un 40% de producción de la fosforita. Muchos países en desarrollo —entre los que cuentan Marruecos, Túnez, Argelia, Sahara occidental, Togo, Jordania, Siria, Egipto, Perú y Brasil— están aumentando su producción o planean aumentos considerables; planes menos definidos tienen Angola, Senegal, Iraq, Colombia, México y otros países [6]. En los países desarrollados, se produjo un cambio importante con la puesta en explotación de los cuantiosos yacimientos de Queensland (Australia), que entraron en la fase de producción comercial en 1974-75. Aunque se puso término a esta producción en 1978, debido principalmente al descenso de los precios, estas reservas pueden constituir en el futuro una fuente importante si se producen situaciones de escasez o suben los precios. Algunos de los yacimientos para los cuales existen ya planes de aprovechamiento o incluso se encuentran en las primeras fases de la puesta en explotación se encuentran en zonas remotas o inhospitalarias. La explotación de estos yacimientos suscitara gigantescos problemas de transporte e infraestructura, y los costes serán, inevitablemente, muy elevados. La cadencia de puesta en explotación de estos yacimientos será probablemente lenta y dependerá de la evolución de los precios de la fosforita.

No existe una estimación de las reservas mundiales de fosforita en la que todo el mundo esté de acuerdo; distintos organismos han publicado estimaciones que varían mucho entre sí, pues van de 85.000 millones de toneladas [7] a 1,3 billones de toneladas [8]. En el apéndice B del presente capítulo se indican, por países, las reservas de fosfato conocidas, que arrojan un total mundial de unos 144.000 millones de toneladas. La estimación de las necesidades para el año 2000 dada en el cuadro 1 corresponde a una demanda total, para toda clase de aplicaciones, de unos 300 millones de toneladas al año. Es evidente que existen amplias reservas de fosforita. Es más, el ritmo de descubrimiento de nuevos yacimientos es más rápido que el de utilización.

3. Azufre

El azufre, en sus diversas formas, tiene una distribución muy amplia —constituye aproximadamente el 0,1% de la corteza terrestre— pero las formas en que se presenta difieren mucho en cuanto al valor como fuente del elemento. Se encuentra como azufre elemental, sulfuros metálicos en la hulla y otras menas minerales, sulfatos, sulfuro de hidrógeno en el gas natural, y compuestos sulfurados orgánicos complejos en los crudos de petróleo. Todos estos diversos yacimientos se utilizan como fuente de azufre, pero las más importantes son el azufre elemental, el

sulfuro de hidrógeno del gas natural, y las piritas de hierro.

Los usos del azufre son tan variados como sus fuentes, pero entre el 80 y el 85%, aproximadamente, se utiliza para la producción de ácido sulfúrico. Alrededor de la mitad de este ácido se utiliza para la producción de fertilizantes, lo cual significa que se destina a la producción de fertilizantes el 40%, aproximadamente, del total de azufre. El azufre se utiliza también en la agricultura como plaguicida y, en proporción relativamente pequeña, como fertilizante para combatir la escasez de azufre. En este capítulo sólo nos ocupamos del azufre en cuanto materia prima para la fabricación del ácido sulfúrico que se utiliza en la producción de fertilizantes fosfatados. Sin embargo, si llegara a generalizarse el fenómeno de la escasez de azufre en los suelos, se utilizarían para combatir esa escasez cantidades cada vez mayores de azufre, si bien pudiera ocurrir que para ese fin se utilizaran materiales que contienen azufre y que en la actualidad no se utilizan para la industria de los fertilizantes.

Una característica insólita pero importante de la industria del azufre es su relación con la lucha contra la contaminación. Probablemente, el contaminante industrial más corriente es el dióxido de azufre, que se produce siempre que se quema carbón o petróleo, y a veces gas natural, y que también se produce en cantidades muy considerables cuando se procede a la tostación de sulfuros minerales para obtener metales. Al aumentar la amplitud y el rigor de los reglamentos que limitan la descarga a la atmósfera de gases que contengan dióxido de azufre se han empezado a concebir procesos encaminados a convertir este dióxido de azufre en ácido sulfúrico, sobre todo en las industrias metalúrgicas cuyos gases efluentes suelen tener concentraciones relativamente altas de dióxido de azufre. Con todo, la contribución más importante, con mucho, a la producción de azufre de estas fuentes corresponde al proceso de eliminación del sulfuro de hidrógeno del gas natural y su conversión en azufre elemental. En 1977, el azufre recuperado —principalmente a partir de gas natural— ascendió a unos 16 millones de toneladas, lo que equivale aproximadamente a la mitad de la producción mundial de azufre elemental y al 30% de la producción de azufre en todas sus formas.

El azufre se recupera también en las refinerías mediante procesos que reducen el contenido en azufre del fuel oil y en muchos procesos industriales en que se utiliza el fuel oil, como es, por ejemplo, el de fabricación de amoníaco.

La producción de tan gran cantidad de azufre como subproducto de otras operaciones industriales y, por lo tanto, a una cadencia que no responde necesariamente a la demanda de azufre

requiere que sea la producción de azufre a partir de yacimientos de azufre elemental y de piritas la que soporte las fluctuaciones de la demanda. Como se indica más abajo, esto ha conducido a un marcado descenso en la parte correspondiente a las piritas en el mercado del azufre.

	Producción (millones de toneladas de azufre)	Porcentaje de la producción total			
		Azufre elemental			
		Recuperado	De otras fuentes	Piritas	Otras formas
1960	22,3	12	34	36	18
1974	51,6	28	34	22	16
1975	50,9	55 ^a		22	27
1976	51,3	62 ^a		21	17
1977	52,7	62 ^a		21	17

^a Azufre fundido

Por diversas razones, las piritas ya no tienen tanta aceptación como fuente de azufre. Como contienen un 46% de azufre, los gastos de transporte son elevados; la inversión de capital que requieren las fábricas de ácido sulfúrico que utilizan piritas son muy superiores a las de las fábricas en que se utiliza azufre elemental; las fábricas de ácido sulfúrico que queman piritas tienen problemas de contaminación más graves que las que queman azufre; y la evacuación de los residuos de óxido de hierro también puede plantear problemas.

En el cuadro 6 se muestra la producción de azufre en todas sus formas, por países, en 1975

CUADRO 6. PRODUCCIÓN MUNDIAL DE AZUFRE (EN TODAS SUS FORMAS), 1975

País	Producción	
	Miles de toneladas	% del total
Estados Unidos	11 800	22,8
URSS	9 460	18,2
Canadá	7 420	14,3
Polonia	5 040	9,7
Japón	2 400	4,6
México	2 200	4,2
Francia	1 940	3,7
España	1 560	3,0
Alemania, República Federal de	1 070	2,1
Italia	710	1,4
Iraq	600	1,2
Finlandia	510	1,0
Irán	475	0,9
República Democrática Alemana	365	0,7
Sudáfrica	355	0,7
Suecia	266	0,5
Noruega	262	0,5
Australia	255	0,5
Otros países	5 157	10,0
Total	51 845	100,0

[9]. Corresponde a los países en desarrollo el 12% de la producción mundial, con un total de 6,2 millones de toneladas, frente a una demanda estimada, para 1980, a los fines de la producción de fertilizantes, de 6,5 millones de toneladas (cuadro 1). Esta producción relativamente baja refleja la escasez de los yacimientos de azufre elemental en estos países, con las notables excepciones de México e Iraq, así como la falta de demanda. Sin duda alguna, a medida que las reservas de gas natural de los países en desarrollo se pongan en explotación (véase el cuadro 2) y que la intensificación de la industrialización eleve la demanda, su producción de azufre aumentará también. De 1971 a 1974, la producción anual en el Oriente medio aumentó de 0,6 millones a 1,4 millones de toneladas, y se espera que siga aumentando hasta alcanzar unos 3 millones de toneladas para 1980 [10].

Es difícil dar una estimación significativa de las reservas mundiales totales de azufre, dada la gran variedad de las formas en que se presenta y las considerables diferencias en cuanto a la magnitud y eficiencia de las operaciones de extracción de los diversos materiales en que se encuentra. Los recursos totales oscilan probablemente entre 500.000 y 750.000 millones de toneladas, más del 99% de las cuales se encuentran en la actualidad en la hulla, en esquistos bituminosos y en el yeso, materiales que no aportan una contribución importante a la producción actual. Más abajo se da una estimación de las reservas mundiales de azufre [11] comparadas con la producción de 1974 [12].

RESERVAS Y PRODUCCION MUNDIALES DE AZUFRE

(Millones de toneladas)

	Identificadas	Probables	Total	Producción (1974)
Elemental:				
De evaporación	580	100	680	17,6
Rocas volcánicas	130	100	230	
Gas natural	155	885	1 040	
Petróleo	265	1 330	1 595	15,0
Piritas	640	—	640	11,0
Sulfuros metálicos	260	140	400	8,2
Total parcial	2 030	2 555	4 585	51,8
Arenas				
alquitranadas	50	1 800	1 850	
Hulla	20 000	200 000	220 000	
Esquistos				
bituminosos		—	280 000	
Yeso			Ingentes	
Total	22 000	200 000	500 000	

Conforme a las cifras del cuadro 1, de 1980 a 2000 el consumo anual de azufre para la producción de fertilizantes aumentará de 25 a 65 millones de toneladas. Este aumento corresponde a un consumo total, de 1980 al año 2000, de unos

900 millones de toneladas, lo que es algo menos de la quinta parte de las reservas que se vienen utilizando en la actualidad. Conforme a los datos del cuadro, parece ser que las reservas de gas natural y de petróleo son mayores, en relación con el uso actual, que las demás reservas, aunque las de piritas probablemente se han subestimado. Desde luego, el aumento de la demanda de gas natural y la mayor extensión de las actividades de la lucha contra la contaminación harán que se intensifique la producción de azufre recuperado. Con azufre elemental obtenido a partir de las evaporitas y rocas volcánicas se contará durante mucho tiempo todavía, pero es probable que la escasez de esta forma de azufre eleve los precios y desplace la demanda hacia otras fuentes. Normalmente, la industria de los fertilizantes podrá obtener el azufre que necesita en los próximos 25 años, pero al parecer las reservas que están utilizándose ahora tienen su vida contada.

Se ha demostrado que, técnicamente, es posible recuperar el ácido sulfúrico de los humos de chimenea producidos por la combustión de carbón o de petróleo. En la mayor parte de las estimaciones efectuadas al respecto, se ha considerado que la práctica de eliminar el azufre de estos humos recuperándolo como ácido sulfúrico no puede competir económicamente con otros métodos de lucha contra la contaminación pero sí puede llegar a ser rentable si el proceso se afina o si aumentan los costos de las otras fuentes.

También es técnicamente posible producir ácido sulfúrico (y cemento) a partir del sulfato cálcico, ya sea como yeso mineral, anhidrita o el sulfato cálcico obtenido como subproducto en la fabricación de ácido fosfórico. Es más, ese proceso ya se viene aplicando comercialmente en unas cuantas fábricas. Los aspectos económicos de la producción del ácido sulfúrico a partir de azufre, piritas y sulfato cálcico se examinan en el capítulo XII.

4. Potasa

Al igual que en el caso de la fosforita, las estimaciones de las reservas de potasa varían muchísimo, de 11.000 a más de 100.000 millones de toneladas de K_2O , según la impresión más o menos optimista que el estimador tenga respecto a las posibilidades técnicas y económicas de extracción.

En el cuadro 7 se da la producción de 1975-1976 en 13 países y las reservas estimadas correspondientes. En el capítulo XVIII se dan estadísticas más recientes.

Pocos países en desarrollo tienen yacimientos de potasa. Se están explotando yacimientos en China y Chile; hay planes de explotación en Jordania y Brasil (y también en Polonia). Los

CUADRO 7. PRODUCCION Y RESERVAS DE POTASA

	Producción de 1975-1976 (millones de toneladas de K ₂ O) ^a	Reservas (millones de toneladas de K ₂ O)
URSS	7 944	15 900-24 000
Canadá	4 842	18 000-66 500 ^b
República Democrática Alemana	3 019	4 000-10 000
Alemania, República Federal de	1 950	2 000-9 000
Estados Unidos de América	2 220	200-400 ^c
Francia	1 720	200-270
Israel	716	500-2 000 ^d
España	506	80-270
China	450	No estimado
Congo	278	17-70
Italia	141	200
Reino Unido	34	20
Chile	10	No estimado
Otros países	5	No estimado
Total	23 835	35 517-112 730 ^e

^aFuente de los datos de producción: British Sulphur Corp., Statistical Supplement No. 14, noviembre/diciembre 1976.

^bNo incluye los yacimientos de New Brunswick.

^cNo incluye los yacimientos de North Dakota y Montana.

^dMar Muerto, incluida Jordania.

^eHay otros yacimientos que no se están explotando, y para los cuales no hay cifra fiable de reservas, en el Brasil, Etiopía, Irán, Laos, Liberia, Marruecos, Pakistán, Polonia, Tailandia y Túnez.

países en que se conoce la existencia de otros yacimientos se reseñan en el cuadro 7, pero ni su magnitud ni la viabilidad de su explotación se han determinado con precisión por el momento. Hay indicaciones preliminares de que los yacimientos en Tailandia/Laos pueden ser de gran magnitud.

Las reservas totales son muy cuantiosas si se comparan con la demanda probable dada en el cuadro 1, que es de unos mil millones de toneladas de potasa de 1980 a 2000 y un consumo de 66 millones de toneladas en el año 2000. Así pues, en 20 años las reservas de potasa actualmente conocidas se reducirían en tan sólo un 1-3%, según cuál de las estimaciones de las reservas se acepte. Es evidente que las necesidades de potasa estimadas se pueden atender fácilmente con las reservas conocidas, aun en el caso de que éstas se hayan sobrestimado considerablemente, y ello sin tener en cuenta la posibilidad de que se pongan en explotación en lo futuro otras reservas como por ejemplo las de Tailandia.

Como las reservas en producción están situadas casi totalmente en países desarrollados, los países en desarrollo tendrán que importar la mayor parte de su potasa de países desarrollados hasta 1985 o, posiblemente, 1990. De ahí en adelante quizá dispongan de potasa autóctona. La explotación de las reservas, conocidas o todavía por descubrir, en los países en desarrollo dependerá de los costos comparativos de explotar esos

recursos así como de la importancia que se atribuya al ahorro de divisas que se obtiene cuando se intensifica el uso de los recursos autóctonos. La cuestión de la magnitud y la índole de las reservas mundiales de potasa se discute con mayor detalle en el capítulo XVIII.

5. Otras materias primas

Como ya se ha señalado en otros capítulos del presente manual, es frecuente que se necesiten elementos distintos de N, P, y K. Los otros elementos minerales esenciales son el Ca, Mg y S (llamados a veces elementos secundarios) y los micronutrientes Mo, Mn, Fe, B, Cu, Zn, y Cl. Además, otros elementos no clasificados como esenciales pueden utilizarse con ventaja económica en algunos casos para aumentar los rendimientos o mejorar la calidad nutritiva de las plantas. Excedería el propósito del presente capítulo discutir los tipos, frecuencias de aparición y distribución de las materias primas necesarias para el aporte de estos elementos. Esto no obstante, conviene reconocer su importancia pues, cuando escasea uno de estos elementos, el efecto de esa escasez en la producción agrícola puede ser tan grave como la falta de uno de los elementos principales.

Además, existen diversos procesos no normalizados que pueden requerir materias primas de las que no se ha hablado más arriba. Por ejemplo, el conocido proceso del fosfato de Renania requiere carbonato sódico, que puede obtenerse de los minerales trona o natrón o puede fabricarse a partir de la sal. Para el fosfato cálcico-magnésico fundido se utilizan minerales de magnesio tales como la olivina, la serpentina o la magnesita. Como materias primas para la producción de amoníaco pueden utilizarse diversas fuentes secundarias de hidrocarburos tales como el gas de hornos de coque, el gas residual de las refineries, el gas de petróleo licuado, el hidrógeno obtenido como subproducto de la producción de cloro electrolítico, o los productos dimanados del tratamiento de los esquistos bituminosos o las arenas petrolíferas.

6. Agua

La fabricación de fertilizantes, especialmente la de los nitrogenados, requiere grandes cantidades de agua. En la fabricación de amoníaco, el agua es una materia prima en sentido estricto, puesto que es la fuente de más de la mitad del nitrógeno que se necesita para producir amoníaco. El agua se aporta al proceso en forma de vapor, y la magnitud de ese aporte oscila entre 1,5 y 3 m³ por tonelada de amoníaco, según el

proceso que se aplique. Con todo, la mayor parte del agua necesaria se utiliza en los sistemas de refrigeración por circulación de agua. Las necesidades totales de agua para una fábrica de amoníaco/urea oscila entre 20 y 35 m³ por tonelada de urea. En una planta para la obtención diaria de 1.000 toneladas de amoníaco y 1.720 de urea, el aporte de agua correspondiente sería de 150-250 m³ por hora.

Disponer de estas enormes cantidades de agua no es siempre fácil, sobre todo en los climas áridos. Hay ciertas formas de reducir esta cantidad, y los contratistas encargados de construir plantas pueden modificar el diseño para obtener

un consumo de agua mínimo, si bien ello suele entrañar algún aumento de los gastos de capital. Se puede usar agua de mar, si se dispone de ella; el enfriamiento por aire brinda una perspectiva de lograr considerable ahorro de agua; también cabe utilizar el agua con mayor eficiencia obteniéndola por bombeo de un elemento de refrigeración "crítico" para que pase a otro en el que se toleren temperaturas más altas, y así sucesivamente. Sin embargo, una vez tomadas todas las medidas practicables, las fábricas de fertilizantes continuarán siendo grandes consumidoras de agua. Esto puede afectar a la decisión que se tome en cuanto a su ubicación o puede elevar los costos.

Referencias

1. Faltermayer, E. 1977. "How to Stop Worrying About Natural Gas", *Fortune*, 96(2):156-170.
2. Brown, W. M. 1976. "A Huge New Reserve of Natural Gas Comes Within Reach", *Fortune*, 94(4):219-222.
3. U.S. Bureau of Mines. 1977. *Commodity Data Summaries*, Government Printing Office, Washington, D.C.
4. "Phosphate Rock Statistics". 1976. ISMA, A/F/77/173, Paris.
5. Notholt, A. J. G. 1974. "Phosphate Rock: World Production, Trade, and Resources", *First Industrial Minerals International Congress*, p. 104-120, London, England.
6. Lehr, J. R. 1976. "World Phosphate Rock Deposits and Potentials for Trade", Japan Phosphatic Compound Fertilizer Manufacturers' Association Seminar, February 18-19, Muscle Shoals, Alabama 35660.
7. U.S. Bureau of Mines. 1975. Bulletin No. 667, p. 2.
8. Emigh, G. D. 1972. "World Phosphate Reserves—Are There Really Enough?" *Engineering and Mining Journal*, 173(4):90-95.
9. British Sulphur Corporation. 1976. *Statistical Supplement*, No. 14.
10. "Arabian Gulf Brimstone Supply". 1975. *Sulphur*, 116:30.
11. Bixby, D. W. 1976. "Sulfur Requirements of the Phosphate Fertilizer Industry", *Symposium on the Role of Phosphorus in Agriculture*, June 1-3, Muscle Shoals, Alabama (USA) (in press).

APENDICE A AL CAPITULO V

Reservas mundiales de petróleo y de gas natural

País	Reservas de petróleo al 1 de enero de 1977		Reservas de gas al 1 de enero de 1977	
	10 ⁹ toneladas		10 ¹² m ³	
ASIA OCCIDENTAL				
Abu Dhabi	3 973		566	
Arabia Saudita	20 550		1 785	
Bahrein	40		85	
Dubai	205		42	
Irán	8 631		9 348	
Iraq	4 658		764	
Israel			1	
Kuwait	9 234		898	
Omán	795		57	
Qatar	781		779	
Sharjah	4		28	

País	Reservas de petróleo crudo en el año 1977	
	en millones de toneladas	en millones de toneladas
Siria	301	34
Turquía	53	15
Zona neutral	863	142
Total	50 088	14 544
ASIA ORIENTAL — PACIFICO		
Afganistán	12	78
Australia	189	915
Bangladesh	—	227
Birmania	9	4
Brunei	223	238
China (Taiwán)	2	23
India	411	99
Indonesia	1 438	680
Japón	4	59
Malasia	333	425
Nueva Zelanda	26	175
Pakistán	10	448
Países Bajos	—	28
Total	2 657	3 399
AFRICA		
Angola-Cabinda	166	42
Argelia	932	3 564
Egipto	267	79
Gabón	281	71
Libia	3 494	731
Marraecos	—	1
Nigeria	2 672	1 246
República del Congo	39	1
Túnez	370	187
Zaire	68	1
Total	8 299	5 923
EUROPA		
Alemania, República Federal de	45	212
Austria	22	20
Dinamarca	41	19
España	60	14
Francia	7	142
Grecia	5	227
Italia-Sicilia	43	187
Noruega	775	524
Países Bajos	12	1 754
Reino Unido	2 302	850
Yugoslavia	48	42
Otros (Irlanda)	—	28
Total	3 360	4 019
HEMISFERIO OCCIDENTAL		
Argentina	315	193
Barbados	—	8
Bolivia	33	142
Brasil	110	25
Canadá	849	1 586
Colombia	113	142
Chile	25	56
Ecuador	233	340
Guatemala	3	—
México	1 507	340
Perú	102	62
Trinidad y Tabago	71	97
Venezuela	2 092	1 153
Estados Unidos	4 288	6 232
Total	9 741	10 376

Reservas mundiales de petróleo y de gas natural (continuación)

Pais	Reservas de petróleo al 1 de enero de 1977 10 ⁶ toneladas	Reservas de gas al 1 de enero de 1977 10 ¹⁰ m
PAISES COMUNISTAS		
Bulgaria	2	2
Checoslovaquia	3	19
China	2 740	708
Hungria	43	121
Polonia	11	124
Rumania	294	640
URSS	10 700	26 000
Total	13 793	27 614
Total mundial	87 938	65 881

Fuente: *International Petroleum Encyclopedia*, 1977. Petroleum Publishing Company, Tulsa, Oklahoma (Estados Unidos de América)

APENDICE B AL CAPITULO V

Reservas y recursos mundiales de fosfatos

Pais	Reservas y recursos totales toneladas × 10 ⁶	% de P ₂ O ₅ media o campo	Ref	Observaciones
AFRICA^a				
Alto Volta	4	27-31	2	Puede ser mucho mayor
Angola	120	30 ^b	1	
Argelia	1 000	30 ^b	1	
Egipto	2 800	30 ^b	1	
Liberia	1,5	28		Fosfato de Al-Fe
Mali	20	30	2	
Mauritania	5	23-32	2	Exploración incompleta
Marruecos	40 000	30 ^b		
Rodesia	20	30 ^b	1	
Sahara occidental	16 600	30 ^b	1	
Senegal				
Taiba	1 100	30 ^b	1	
Thies	2 030	30 ^b	1	Fosfato aluminico
Tanzania	10	27-38	3	
Togo	300	30 ^b	1	
Túnez	1 300	30 ^b	1	
Sudáfrica				
Palabora	1 400	30 ^b	1	
Otras regiones	35	10-21	3	
Uganda	200	30 ^b	1	
Zaire	83	15	4	
Total	67 189			
ASIA OCCIDENTAL				
Arabia Saudita	1 000	30 ^b	1	
Irán	130	30 ^b	1	
Iraq	660	30 ^b	1	
Israel	1 000	26	5	
Jordania	1 000	15-30	6	Menos con concentraciones superiores al 15% en la zona de perforación
Libano	pequeños	17-31	8	
Siria	800	30 ^b	1	
Turquia	300	30 ^b	1	
Total	4 890			

País	Reservas y recursos totales toneladas x 10 ³	de P ₂ O ₅ media/campo	Res	Observaciones
ASIA ORIENTAL^a				
Corea del Norte	88	12.5	5	
China	30 000	15	5	
Filipinas				
India	140	17.5	5	En el supuesto de que sean 100 las de Jhamar Kotra
Isla de Christmas	200	29.38	7	Comprende fosfato aluminico
Islas Paracel	20	10.27	8	Propiedad en litigio
Mongolia	1 000	20.22	7	
Pakistán	12	20.37		
Sri Lanka	300	30	9	
Viet Nam	500	30	1	
Total	17 260			(China se ha ajustado a la cifra de 15 000 millones de toneladas de equivalente en P ₂ O ₅ al 30%)
OCEANIA				
Australia	2 000	30 ^b	1	
Isla Océano	2	40	5	
Nauru	44	38.5	5	
Nueva Zelanda	70	30	3	Nódulos submarinos
Total	2 116			
AMERICA DEL NORTE				
Canadá	50	9	3	Yacimientos igneos
EE.UU.				
Región oriental	19 900	26	10	
Región occidental	14 700	26	10	
Alaska	1 000	25	10	Puede ser mayor
México				
Baja California	1 000	30 ^b	1	Puede ser mayor, no incluye los recursos submarinos
Zacatecas	140	30 ^b	1	
Total	36 790			
SUDAMERICA Y CENTROAMERICA^d				
Aruba	10	30 ^b	1	Fosfato aluminico
Brasil				
Bambu	700	30 ^b	1	
Olinda	20	30 ^b	1	
Ignes	1 060	30 ^b	1	Carbonatitas
Otros yacimientos	25	30 ^b	1	Fosfato aluminico
Colombia	600	30 ^b	1	
Curacao	10	30 ^b	1	
Chile	4	30	11	Descubrimiento reciente puede ser mucho mayor
Perú	6 100	30 ^b	1	
Venezuela	40	30 ^b	1	
Total	8 509			
EUROPA, INCLUYENDO LA URSS^e				
Finlandia				
Sakli	200	18	3	
Silinjarva	25	10	3	
Irlanda	8	25	7	
Noruega	100	6-10	7	Rocas igneas
Suecia	no hay estimación			Rocas igneas

Reservas y recursos mundiales de fosfatos (continuación)

País	Reservas y recursos totales (toneladas x 10 ⁶)	de P ₂ O ₅ medio campo	K ₂ O	Observaciones
URSS	1 125	39,4	5	Estimación del concentrado recuperable
Kola	1 125	39,4	5	Estimación del concentrado recuperable
Otras regiones	6 000	14	5	Diversos yacimientos sedimentarios. Quizá no están incluidos algunos descubrimientos recientes
Total	7 458			
Total mundial	144 212			

^aLos otros países que tienen yacimientos pequeños o no valorados son el Camerun, Benin, Gambia, Niger, Gabón, Nigeria, Dáhomey, y quizá el Chad.

^bEl tonelaje y la calidad se han expresado en cantidad equivalente de fosforita comercializable con 30% de P₂O₅ o más.

^cTambién hay yacimientos pequeños o no valorados en Camboya, Malasia, Taiwan, Japón, Filipinas e Indonesia.

^dExisten también pequeñas cantidades en diversas islas.

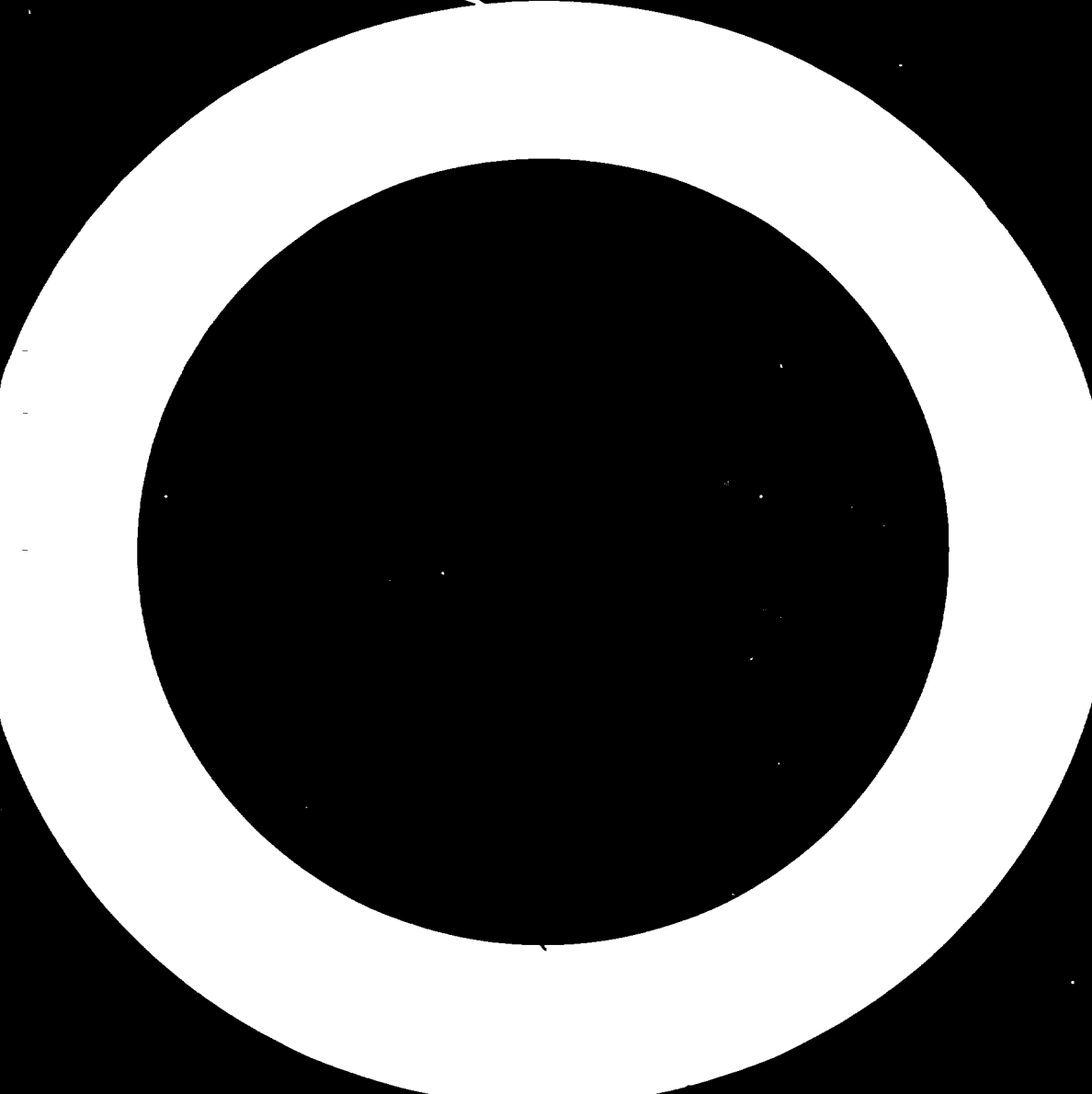
^eExisten también yacimientos pequeños o no valorados en Bélgica, Bulgaria, Francia, Alemania, Grecia y Yugoslavia.

Referencias correspondientes al Apéndice B

1. Cathcart, J. B. 1976. "World Phosphate Reserves", Symposium on the *Role of Phosphorus in Agriculture*, (in press), Muscle Shoals, Alabama.
2. Hignett, T. P., G. H. McClellan and O. W. Livingston. 1977. "World Phosphate Reserves", paper prepared for presentation at Symposium on Rock Phosphate, march 27-31, Brasilia, Brazil (not published).
3. "Phosphate Rock—World Supply". 1975. Chemical Economics Handbook, 760.0008 C-H. Stafford Research Institute, Menlo Park, California.
4. Diamond, R. B., et al. 1975. "Supplying Fertilizers for Zaire's Agricultural Development", TVA Bulletin Y-101, Tennessee Valley Authority, Muscle Shoals, Alabama 35660 (USA).
5. Buie, B. F., G. L. Daugherty and A. T. Cole. 1975. *International Trade in Phosphate Rock, Present and Projected to 1985*, OFR 67-76, U.S. Bureau of Mines, Washington, D.C.
6. "Jordan: Recent Progress in Exploration". 1974. *Phosphorus and Potassium*, (74):23-26.
7. Notholt, A. G. 1974. "Phosphate Rock: World Production, Trade, and Resources", *First Industrial Minerals Congress*, p. 104-120, London, England.
8. Shields, J. T., et al. 1975. "An Appraisal of the Fertilizer Market and Trends in Asia", TVA Bulletin Y-95, Tennessee Valley Authority, Muscle Shoals, Alabama 35660 (USA).
9. Lehr, J. R. 1976. "World Phosphate Rock Deposits and Potentials for Trade", Japan Phosphatic Compound Fertilizer Manufacturers' Association Seminar, Muscle Shoals, Alabama 35660 (USA).
10. Cathcart, J. B. and R. A. Gulbrandsen. 1973. "Phosphate Deposits", in *United States Mineral Resources*, p. 515-525, U.S. Geological Survey, Professional Paper 820, U.S. Government Printing Office, Washington, D.C.
11. Artículo aparecido en "El Mercurio" de 28 septiembre 1976, Santiago de Chile.

Parte segunda

FERTILIZANTES NITROGENADOS



VI. Producción de amoniaco

A. Historia de la síntesis del amoniaco

Como se ha mencionado en el capítulo I, el amoniaco sintético (NH_3) se ha convertido en la fuente principal de toda clase de fertilizantes nitrogenados, particularmente a partir de 1945. En la actualidad, más del 95% de todo el nitrógeno para fertilizantes de tipo comercial lo suministra el NH_3 sintético o se obtiene a partir de éste; sólo porcentajes pequeños proceden del nitrato sódico natural, de NH_3 subproducto del gas de hornos de coque (recuperado normalmente como sulfato amónico), de cianamida cálcica y de otras fuentes de menor importancia. El proceso de síntesis del amoniaco se debe principalmente a Fritz Haber, que empezó a desarrollarlo en 1904 y, para 1909, pudo efectuar demostraciones a escala de laboratorio, a razón de 80 g de NH_3 por hora [1]. Con los medios tecnológicos y los materiales de construcción disponibles por aquel entonces, aplicar el proceso, a las elevadas temperaturas y presiones que se requieren, planteaba problemas enormes. Se atribuye en general a Carl Bosch, que trabajaba con Haber, el mérito de desarrollar el proceso, primero en una fábrica piloto y luego a una escala comercial de 30 tpd. La producción se inició en 1913 en Oppau (Alemania).

La química del proceso es sencilla; la reacción es:



La reacción es exotérmica; el calor neto de reacción es de unas 11.000 cal/mol a 18°C (647 cal/kg de NH_3), en el supuesto de que el NH_3 se encuentre en estado gaseoso. El calor neto liberado por la reacción aumenta con la temperatura y puede ser un 15-20% más alto a las temperaturas a las que suele desarrollarse el proceso (400-500°C).

La reacción no es completa; y las condiciones de equilibrio hacen que la elevación de la presión eleve el índice de conversión en amoniaco mientras que la elevación de la temperatura tiende a rebajarlo, como puede apreciarse en el cuadro 1 [2]. Así pues, se puede obtener una conversión del 90% con presión de 300 atm y temperatura de 200°C, pero si a igual presión se eleva la temperatura a 700°C, la conversión es sólo del 7,3%. A una temperatura constante de 450°C, la conversión aumenta del 2,1% a 10 atm al 35,8% a 300 atm, y al 69,7% a 1.000 atm. Ahora bien: la velocidad de reacción, que a 200°C es bajísima, aumenta con la temperatura; por lo tanto hay que elegir alguna combinación intermedia en que la velocidad de reacción y los valores de equilibrio sean aceptables. Haber, y los investigadores que siguieron sus pasos, buscaron con gran interés algún catalizador que acelerase la reacción. Haber empezó por estudiar un catalizador de hierro, que no resultó muy activo. Más adelante, halló que el osmio o el uranio eran mucho más eficaces, pero estos elementos, además de escasear, eran muy

CUADRO 1. PORCENTAJE DE AMONIACO EN EQUILIBRIO EN UNA MEZCLA DE HIDROGENO Y NITROGENO CON RELACION MOLAR 3:1

Temperatura, en °C	Presión, en atmosferas						
	10	30	50	100	300	600	1.000
200	50,66	67,56	74,38	81,54	89,94	95,37	98,29
250	28,34	47,22	56,33	67,24	81,38	90,66	96,17
300	14,73	30,25	39,41	52,04	70,96	84,21	92,55
350	7,41	17,78	25,23	37,35	59,12	75,62	87,46
400	3,85	10,15	15,27	25,12	47,00	65,20	79,82
450	2,11	5,86	9,15	16,43	35,82	53,71	69,69
500	1,21	3,49	5,56	10,61	26,44	42,15	57,47
550	0,76	2,18	3,45	6,82	19,13	31,63	41,16
600	0,49	1,39	2,26	4,52	13,77	23,10	31,43
650	0,33	0,96	1,53	3,11	9,92	16,02	20,70
700	0,23	0,68	1,05	2,18	7,28	12,60	12,87

Fuente: Tomado de A. T. Larson y R. I. Dodge (1923). En *Journal of the American Chemical Society*, 45: 2918, y A. T. Larson, *ibid.* (1924), 46: 367-72.

costosos. En fecha posterior (hacia 1911) se halló que ciertas impurezas acrecentaban la actividad de los catalizadores de hierro. Después de ensayar millares de fórmulas se seleccionó un catalizador de hierro con dos promotores que se obtenía a partir de magnetita (Fe_3O_4) con adiciones de potasio, alúmina y calcio (durante la operación, el hidrógeno reduce la magnetita a hierro metálico). Este tipo de catalizador es el que sigue utilizándose hoy en día, si bien con algunos refinamientos.

Pero, aun con los mejores catalizadores disponibles, la velocidad de reacción es un factor limitativo, y hay que llegar a algún compromiso entre los prolongados periodos de retención, que requerirían un convertidor costoso y de gran tamaño, y la eficacia de conversión. El compromiso más corriente se traduce en una conversión equivalente al 70-80% de la situación de equilibrio. Como, en las condiciones corrientes de funcionamiento, el equilibrio puede corresponder a una conversión de 25-35%, la conversión efectiva puede oscilar, por ejemplo, entre el 17 y el 28%.

Para elevar la conversión, Haber concibió un sistema de reciclamiento en el que el gas que sale del convertidor se refrigera para condensar la mayor parte del amoniaco como líquido, que se separa del gas. Luego, el gas remanente (N_2 y H_2 que no han reaccionado) es calentado de nuevo y vuelto a convertidor de síntesis junto con gas de síntesis nuevo. Haber echó también de ver que, en gran parte, la refrigeración podía lograrse mediante intercambio de calor entre el gas que entra frío en el convertidor y el que sale caliente.

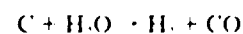
Así pues, los principios básicos del proceso de síntesis del amoniaco eran bien conocidos por Haber y sus colaboradores, y constituyen la base de la moderna producción industrial de amoniaco.

Los datos obtenidos gracias a la labor de Haber y Bosch no salieron de Alemania, ni de su compañía (BASF) durante muchos años, por razones de secreto industrial y debido también a la guerra de 1914-18. El funcionamiento de una fábrica construida durante la guerra en Sheffield (Alabama, Estados Unidos de América) por el Servicio de Pertrechos del Ejército de Tierra de los Estados Unidos para explotar el proceso Haber se basaba en datos obtenidos por los servicios de inteligencia de los Estados Unidos. Sin embargo, la información obtenida sobre el catalizador a utilizar para la síntesis del amoniaco no era completa, y la planta no funcionó [3]. Terminada la guerra, el Gobierno de los Estados Unidos creó un laboratorio de investigaciones sobre fijación del nitrógeno a fin de desarrollar la información necesaria; y en 1921, la Atmospheric Nitrogen Corp., hoy en día llamada Allied Chemical Co., estableció la primera fábrica de amoniaco sintético en los Estados Unidos. Para 1932, había en los Estados Unidos diez fábricas de

amoniaco con una capacidad nominal total de 287.000 toneladas de N al año.

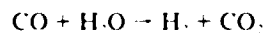
Durante los primeros años de la segunda guerra mundial, el Gobierno de los Estados Unidos se percató de que si el país se veía envuelto en la guerra sus suministros de nitrógeno fijado serían insuficientes para atender la demanda de las fábricas de municiones. Como consecuencia de esto, se construyeron diez fábricas más con una capacidad total de 595.000 toneladas de N al año. En las postrimerías de la guerra y en los años siguientes, la producción de estas plantas fue desviándose hacia la fabricación de fertilizantes, sobre todo nitrato amónico. La demanda de fertilizantes aumentó rápidamente, y para 1958 había en los Estados Unidos 58 fábricas con una capacidad anual estimada de 3,8 millones de toneladas de N. Los perfeccionamientos más destacados de la tecnología de producción del amoniaco fueron: a) el empleo del gas natural o de la nafta como materia prima hacia el final de los años 40 y en los años 50 y b) el desarrollo de los compresores centrífugos en los años 60. Estas novedades, combinadas con el aumento de la escala de producción, redujeron progresivamente el costo del amoniaco y de los fertilizantes nitrogenados (hasta 1972) y aumentaron la demanda. En 1974, la capacidad mundial de producción de N se estimaba en 62,5 millones de toneladas, y la capacidad prevista para 1981 era de 107,2 millones de toneladas [4]. Se calculaba también, teniendo en cuenta que las fábricas funcionarían a capacidad inferior a la máxima y que parte del producto se destinaria a aplicaciones distintas de los fertilizantes, que el suministro de fertilizantes aumentaría de 41 millones de toneladas en 1974 a 62 millones de toneladas en 1981 [3]. La producción efectiva de N destinado a fertilizantes se calculaba que sería de unos 46 millones de toneladas en 1977 [5].

La mayoría de las fábricas construidas antes de 1945 se basaban en el coque. En el proceso Haber original el coque se utilizaba en un generador de gas de agua que funcionaba en un régimen cíclico de "insuflación" y "formación". En la fase de insuflación, se quemaba el coque con aire hasta que la temperatura de aquél aumentase hasta un nivel adecuado (superior a los 1.000 °C). Luego se cortaba el aporte de aire y se insuflaba vapor a través del lecho caliente de coque formando CO y H_2 debido a la reacción agua-gas:



Esta reacción es endotérmica y enfría rápidamente el lecho de coque hasta el punto de que hay que volverlo a calentar reiniciando la fase de insuflación de aire. Una formación típica del gas así formado era de 50% H_2 , 40% de CO , 5% de N_2 y 5% de CO_2 . Para proporcionar el nitrógeno

necesario se utilizaban gasógenos separados, en los que también se utilizaba el coque, y con los que, por insuflación continua con aire, se obtenía un gas con 62% de N₂, 32% de CO, 4% de H₂ y 2% de CO₂. Los dos gases se almacenaban en depósitos separados y se mezclaban en las debidas proporciones para obtener una relación N₂:H₂ de 1:3 en el gas de síntesis final. Otra posibilidad consistía en someter el gasógeno a una insuflación continua con una mezcla de aire enriquecido en oxígeno y vapor a fin de producir gas de la composición deseada. En algunas fábricas posteriores, como la construida por la TVA en 1942, se utilizaba un proceso en el que el gas procedente de la fase de formación se oxidaba parcialmente con aire secundario obviando así la necesidad de contar con gasógenos sujetos a insuflación de aire separados. En este caso, el gas de formación contenía 36,3% de H₂, 21,8% de N₂, 36,2% de CO y 5,5% de CO₂. El contenido en nitrógeno podía ajustarse para conseguir la relación estequiométrica necesaria añadiendo parte del gas de insuflación. El gas tenía que lavarse bien para eliminar el polvo, el azufre y otras impurezas. El gas se sometía a compresión en diversas etapas, entre las cuales se intercalaban fases de purificación. La primera fase era la reacción llamada "de desplazamiento" para la conversión del CO y del vapor a H₂ y CO₂ ("shift reaction")



El paso siguiente consistía en eliminar el CO₂, a unas 25 atm, mediante depuración con agua. Un tercer paso era la eliminación del CO residual mediante depuración con "licor de cobre" (acetato de cobre y solución de formato) para lo cual la presión típica era de unas 200 atm. La fase siguiente era la de síntesis del amoníaco ya descrita, que se efectuaba a diversas presiones, de entre 200 y 1.000 atm según el proceso.

El consumo total de energía en el proceso basado en el coque era, por concepto de combustible, materia prima y energía mecánica, de 88 GJ por tonelada de NH₃, frente a unos 36 GJ en el caso de una fábrica moderna basada en el gas natural [1]. Las necesidades de mano de obra eran de unos 1.800 hombres, frente a 60 en el caso de la fábrica moderna, y los costos de inversión eran casi el triple. Además, el gasto que suponía la operación de coquización era considerable.

El uso directo de la hulla o el lignito como materia prima se inició ya en 1926, utilizando el gasógeno Winkler. Se desarrolló la oxidación parcial del fuel oil pesado, y la reformación en atmósfera de vapor de gas natural e hidrocarburos ligeros se utilizó comercialmente en 1940 pero no llegó a popularizarse hasta los años 50. En la actualidad, se ha estimado que la reformación con vapor de gas natural y nafta supone más del 80% de toda la producción de amoníaco. Algunas

otras materias primas, tales como el gas de petróleo licuado (GPL) y los gases residuales de refinería se tratan por reformación con vapor; por consiguiente, la producción total de amoníaco por este método puede ser de hasta el 85%. La gran mayoría de las nuevas fábricas de amoníaco planeadas o en construcción utilizarán gas natural; por consiguiente, la tendencia a plazo corto será hacia un mayor uso de esta materia prima. Ahora bien, las disponibilidades de gas natural en el mundo son limitadas y, a la larga, otras materias primas cobrarán importancia, según se ha discutido en el capítulo V.

Los adelantos tecnológicos mencionados más arriba, y otras mejoras demasiado numerosas para poderlas mencionar aquí, junto con el aumento de la escala de producción, se han traducido en un constante descenso de los costos de la producción de amoníaco, pasando de más de 200 dólares por tonelada en 1940 a unos 30 dólares por tonelada en 1972. Después de 1972, la tendencia cambia de signo y los costos han aumentado, debido principalmente al mayor costo de las materias primas y a un fuerte aumento de los costos de construcción de fábricas. El aumento del costo de construcción se debió primordialmente al de los costos de material y de mano de obra y, en parte, a la necesidad de un equipo más complicado para la recuperación de calor y de energía, que se ha hecho necesario para conservar un combustible cuyo precio ha aumentado. Otro factor importante ha sido el aumento en el rigor de la reglamentación para regular la contaminación.

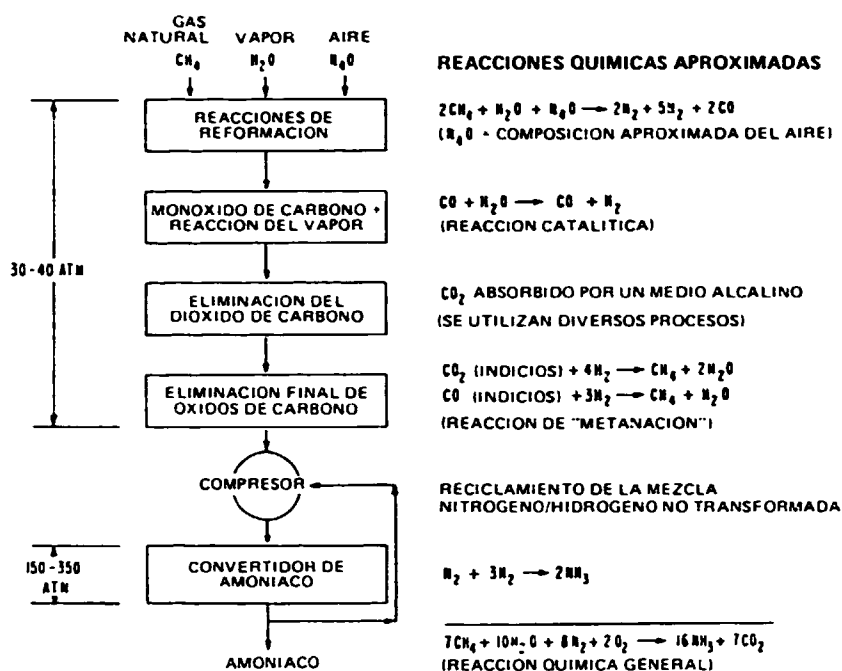
Aunque se esperan nuevas mejoras tecnológicas, ninguna de las previstas es de magnitud tal como para invertir la presente tendencia al aumento de costos provocada por la elevación de los costos del combustible, de la materia prima y de construcción. Sólo cabe lograr economías de poca monta aumentando más la escala de producción por encima de la norma corriente en la actualidad, de entre 1.000 y 1.200 tpd, y lo más probable es que cualesquiera economías que se obtengan por concepto de escala de producción se vean contrarrestadas por el aumento de los costos de distribución. La mayor planta de amoníaco de circuito único en el mundo tiene una capacidad nominal de unas 1.600 tpd. Se han preparado proyectos para fábricas de 2.000 tpd, pero las ventajas económicas son dudosas.

B. Procesos de reformación con vapor

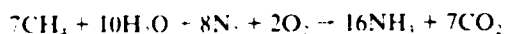
1. Datos termoquímicos

Como los procesos de reformación con vapor suponen más del 80% de la producción mundial de amoníaco, este tipo de procesos se describirá

Figura 1. Diagrama de la síntesis del amoníaco (reformación del gas natural con vapor)



más detalladamente que los demás. La figura 1 presenta un diagrama del proceso de reformación en vapor en el que se utiliza como materia prima el gas natural. El diagrama muestra las principales reacciones químicas y las presiones típicas. La reacción química aproximada general puede formularse así:



Utilizando los calores de formación ordinarios, el calor de la reacción general puede calcularse en la forma siguiente:

Reactivos	kcal/mol	kcal. total para la ecuación arriba indicada
$\text{CH}_4(\text{g})$	$17,89 \cdot 7$	125,23
$\text{H}_2\text{O}(\text{l})$	$68,32 \cdot 10$	683,20
$\text{N}_2(\text{g})$	0	0
$\text{O}_2(\text{g})$	0	0
Total de reactivos		808,43
<i>Productos</i>		
$\text{NH}_3(\text{l})$	$16,06 \cdot 16$	259,96
$\text{CO}_2(\text{g})$	$94,05 \cdot 7$	658,35
Total de productos		918,31
Calor neto de reacción		109,88

Así pues, la reacción general es exotérmica hasta llegar a unos 110 kcal para la ecuación dada más arriba, en el supuesto de que el NH_3 se encuentre en estado líquido, o a unas 30 kcal en el supuesto de que el NH_3 se encuentre en estado gaseoso. Como la reacción, tal como se ha

formulado más arriba, produce $17 \times 16 = 272$ g de amoníaco, el calor neto liberado por la reacción supone unas 404.000 kcal/t de amoníaco líquido o 110.000 kcal/t de amoníaco gaseoso. A primera vista, esto puede parecer oponerse al concepto general de que la producción de amoníaco consume una cantidad tremenda de calor. Sin embargo, si la misma cantidad (7 mol) de CH_4 se sometiera a combustión para obtener CO_2 y H_2O , se liberarían unas 1.343 kcal (BVC)¹, que equivalen a unos 5 millones de kcal/t de NH_3 (unos 21 GJ). Por consiguiente, la producción de amoníaco consume energía en el sentido de que utiliza como materia prima un material que, de otro modo, pudiera emplearse como combustible.

En las diversas etapas de la producción de amoníaco se requieren diferentes temperaturas, que oscilan entre 0° y 1.200°C; por lo tanto, hay que utilizar combustible para calentar los reactivos. Si bien gran parte del calor se recupera, buena parte del mismo se pierde. Por consiguiente, las fábricas de amoníaco basadas en el gas natural dotadas de los sistemas de recuperación de calor más eficaces necesitan unos 8,6 millones de kcal (36 GJ) para combustible y materia prima (c). Esta necesidad se basa en el bajo valor calorífico (BVC) del metano, que no incluye el calor de condensación del vapor de agua que se forma durante la combustión del metano. Ade-

¹BVC: Bajo valor calorífico, que no incluye el calor de condensación del agua formada en la reacción.

más, se requiere una cantidad considerable de energía eléctrica (20-50 kWh/t) a pesar de que la mayor parte de la energía mecánica es aportada por turbinas impulsadas por el vapor generado durante la recuperación de calor en el proceso. Se puede mejorar algo la recuperación de calor, pero a cambio de un aumento de los costos de capital. En el cuadro 2 se representan las temperaturas típicas para las diversas etapas en la producción de NH_3 mediante reformación de gas natural en atmósfera de vapor, la reacción principal que se opera en cada etapa y los valores estándar de calor de la reacción. Puede apreciarse que todas las reacciones, con excepción de la reformación del metano con vapor, son exotérmicas. Además, las diferencias de temperatura entre las diversas etapas son muy grandes. Por consiguiente, el equipo de intercambio de calor supone un renglón importante de los costos de construcción de una fábrica de amoníaco.

2. Materias primas para los procesos de reformación con vapor

Gas natural

Como ya se ha indicado, el gas natural es la principal materia prima para la producción de amoníaco; en la actualidad, le corresponde más del 70% de la producción mundial de amoníaco [6]. Al referirse al gas natural, suele hacerse la distinción entre el que se presenta en yacimientos aislados y el que aparece mezclado con petróleo. En el caso de este último, el desprendimiento del gas se produce al reducirse la presión en las instalaciones de separación, y su composición varía con la presión a que funciona la instalación de separación. El metano, por ser el elemento más

volátil, puede liberarse a una presión relativamente elevada. Liberando gas a presiones sucesivamente más bajas, se puede efectuar una separación en la que se libera primero el metano, y luego se recogen por separado los gases menos volátiles, como etano, butano y propano.

Por lo general, los hidrocarburos de peso molecular más elevado son más valiosos para la producción petroquímica o para su venta como gas de petróleo licuado (GLP) que el metano. Por lo tanto, en la mayoría de los casos estos productos se venden por separado, y el término "gas natural" suele referirse a la fracción que contiene principalmente metano con muy pequeños porcentajes de etano y de hidrocarburos de peso molecular más elevado. Para el empleo como materia prima para la obtención de amoníaco, el metano es preferible a los hidrocarburos de mayor peso molecular, ya que todo el carbono de la materia prima se convierte en dióxido de carbono o en monóxido de carbono que han de eliminarse del gas de síntesis. Por consiguiente, cuanto más baja sea, en la materia prima, la relación carbono:hidrógeno, menores, y menos costosas, habrán de ser las unidades de purificación utilizadas en la preparación del gas de síntesis.

En los complejos para la producción de amoníaco-urea, en los que todo el amoníaco se utiliza para la fabricación de urea, la cantidad de CO_2 obtenido en la materia prima metano puede no ser suficiente para las necesidades de la planta de urea. La urea requiere una relación de $\text{CO}_2:\text{NH}_3$ de 1:2, mientras que la producción de amoníaco mediante reformación de metano puro produce una relación $\text{CO}_2:\text{NH}_3$ de 7:16, conforme a la ecuación aproximada que se ha dado más arriba. En este caso, sería ventajoso que el gas natural contuviese los hidrocarburos de mayor peso molecular suficientes para suministrar el CO_2 que la

CUADRO 2. REACCIONES QUÍMICAS, TEMPERATURAS Y CALOR DE REACCIÓN EN LA PRODUCCIÓN DE AMONIACO A PARTIR DE METANO

Etapas	Reacción	Temperatura típica, °C	ΔH , kJ/mol ^d
Reformación en vapor ^b	$\text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O} = \text{CO} + 3\text{H}_2$	790-820	+206,2
Reformación secundaria ^{b, c}	$\text{CH}_4 + 1/2\text{O}_2 + (2\text{N}_2) = \text{CO} + 2\text{H}_2 + (2\text{N}_2)$	900-1 200	35,6
Reacción shift	$\text{CO} + \text{H}_2\text{O} = \text{CO}_2 + \text{H}_2$	200-450	91,8
Eliminación del dióxido de carbono	(Separación física)	70-105	—
Metanación	$\text{CO} + 3\text{H}_2 = \text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O}$	250-450	206,2
Síntesis del amoníaco	$\text{CO}_2 + 4\text{H}_2 = \text{CH}_4 + 2\text{H}_2\text{O}$		165,0
Condensación del amoníaco	$3\text{H}_2 + \text{N}_2 = 2\text{NH}_3$	300-500	91,8
	$\text{NH}_3(\text{gas}) = \text{NH}_3(\text{liquido})$	30 a 30	21,0

^aCalor de reacción, tomado de la referencia [1], el signo + indica calor absorbido, el signo - indica el calor liberado. Para convertir a kcal, multiplíquese por 0,239.

^bPara simplificar, se muestra una sola reacción para la etapa de reformación, que representa la reacción neta predominante. Sin embargo, la química de la operación es mucho más compleja. En particular, en estas etapas se forma una cantidad considerable de CO_2 .

^cDurante la reformación secundaria se acaba de concluir también la reacción 1.

producción de urea requiere. Así ocurre con frecuencia, como puede verse en el ejemplo de la composición del gas natural dada en el cuadro 3. Otra posibilidad es obtener CO_2 suplementario de los humos de chimenea procedentes de la combustión que se opera en el horno de reformación, pero se trata de una posibilidad relativamente costosa.

CUADRO 3 COMPOSICION TIPICA DEL GAS NATURAL

Componentes	en volumen	
	En boca de pozo	A la salida del gasoducto
CH_4	75,9	93,3
N_2		2,0
Argón		0,4
CO_2	7,3	0,01
H_2S	8,9	5 ppm
Hydrocarburos		
C_2H_6	3,3	3,3
C_3H_8	1,2	0,9
C_4H_{10}	0,8	0,2
C_5H_{12}	0,5	0,01
C_6H_{14}	2,3	

Antes, la existencia de gas natural junto con el petróleo solía considerarse como una desventaja, y aún hay países que ven en ese gas un subproducto indeseable de la producción petrolera, pues no disponen de medios para recuperarlo o utilizarlo económicamente. En tales casos, se puede recurrir a un procedimiento en el que, por rodeo, se haga que el gas regrese a la formación petrolífera y eleve la presión a que está sujeto el petróleo, con lo que aumentará el caudal de salida de éste; o bien se puede disponer de una "antorcha" en que el gas arda al aire libre, sin provecho para nadie. La cantidad de gas natural que se quema en antorchas es considerable. Con vistas a utilizarlo, se están montando plantas de amoníaco, metanol y otros productos petroquímicos, o industrias que consuman mucha energía, como la de producción de aluminio; también se procura licuar el gas para su envío. Se trata, empero, de esfuerzos que requieren mucho tiempo y capital y que, con frecuencia, entrañan dificultades enormes cuando se ha de actuar en parajes remotos y en medios tan hostiles como las zonas desérticas, las selvas tropicales o las regiones árticas.

La composición del gas natural —tanto si éste se encuentra junto con el petróleo o separado— varía dentro de un campo amplísimo; la que se da en el cuadro 3 no pasa de ser un ejemplo. En algunos yacimientos en que el gas aparece solo, puede ser casi metano puro. En otros yacimientos, puede contener porcentajes más elevados de H_2S , de CO_2 o de ambos. Otros componentes —que suelen tener poca impor-

tancia— son el N_2 y, a veces, el helio. Por lo general, el CO_2 y el H_2S se eliminan por depuración antes de que el gas pase al gasoducto, para evitar que éste se corroa; el H_2S puede convertirse en azufre elemental, que en algunos casos puede ser un subproducto lucrativo.

Metano de fuentes distintas del gas natural

Es evidente que para la fabricación del amoníaco puede utilizarse metano de cualquier fuente, y ya en el capítulo V se han mencionado diversas fuentes. Una fuente muy prometedora es la descomposición anaerobia de desechos orgánicos o de "biomasa" (materiales celulósicos vegetales) como son los desechos forestales o los cultivos vegetativos. En los Estados Unidos hay diversas instalaciones funcionando o en construcción para la producción de metano a partir de estiércol o de desechos urbanos [7]. La fermentación anaerobia produce un gas que contiene aproximadamente el 55% de CH_4 ; el resto es principalmente CO_2 , que puede eliminarse fácilmente mediante depuración con monoetanolamina (MEA) u otros disolventes. En varios casos el metano de estas fuentes se vende a los distribuidores de gas natural que explotan gasoductos, para que lo mezclen con gas natural, a precios que oscilan entre \$1.30-1.90/1.000 pies³ (\$46-67/1.000 m³). Se ha estimado que el metano de estas fuentes podría cubrir el 20% del consumo actual estadounidense de gas natural [8]. Como su empleo como materia prima para la producción de amoníaco supone sólo entre el 1 y el 2% del consumo de gas de los Estados Unidos, es evidente que el "biogás" podría proporcionar metano suficiente para atender en la actualidad, y probablemente también en el futuro, las necesidades correspondientes a la producción de amoníaco. Es de suponer que en la mayoría de los proyectos el costo se sufraga en parte con lo que se obtiene mediante la eliminación de desechos, pero hay también estimaciones que permiten suponer que el biogás producido a partir de cultivos vegetativos podría ser competitivo o incluso más barato que otras materias primas utilizables para la producción de amoníaco, tales como la hulla o la nafta. El metano se produce en muchos pozos de biogás pequeños en la India; en cuanto a la China, se ha informado de que más de 400.000 pozos de gas de los pantanos producen metano a partir de abono de cloaca, hierba, tallos, aguas negras, basuras, etc. [9]. El metano se usa para cocinar en el medio rural y tiene también algunas aplicaciones industriales, como cuando se utiliza de combustible para las pequeñas fábricas de cemento, o para impulsar bombas de agua, etc. Aunque no hay noticias de que se utilice para la producción de amoníaco, es evidente que podría utilizarse con ese fin si se pudiera reunir suficiente

gas en un mismo punto para operar en escala económica. A este respecto, se ha estimado que, de un vertedero acondicionado para el saneamiento de basuras de Mountain View (California, E.E.U.U.) pueden obtenerse diariamente 5 millones de pies cúbicos (142.000 m³) de gas en bruto, con un 60% de metano, durante 8-10 años [7]. Sin duda, los desperdicios urbanos de las grandes ciudades podrían utilizarse para generar el metano suficiente para una fábrica que produjese hasta 1.000 toneladas diarias de amoníaco. Ahora bien: se requiere mucho trabajo de preparación y desarrollo para determinar la viabilidad técnica y económica de la producción de metano en gran escala a partir de desechos urbanos y para decidir lo que hacer con los residuos, que pudieran ser de utilidad en relación con la producción de fertilizantes.

Gas de petróleo licuado (GPL)

Contiene principalmente butano y propano y se ha utilizado como materia prima para la producción de amoníaco en el Japón y, al parecer, se utilizará con ese mismo fin en Noruega. En el Japón se usa también el gas natural licuado (GNL). Estos materiales son relativamente caros, pero a menudo menos costosos que la nafta. El gas natural sintético (GNS) es virtualmente metano puro producido a partir de la hulla y cabe considerar la posibilidad de utilizarlo en el futuro para la producción de amoníaco.

Nafta

En las zonas del mundo en que no se dispone de gas natural, la nafta llegó a ser una materia prima de interés para la producción de amoníaco mediante reformación en atmósfera de vapor, particularmente durante el período de 1950-1974, en que la nafta era relativamente barata. En muchos países, la cantidad de nafta producida durante la refinación del petróleo excedía de la demanda. La nafta es la fracción más ligera de los hidrocarburos, con temperaturas de ebullición de entre 40 y 130 °C, aproximadamente, y un peso molecular medio de 88 con una relación H:C de 2,23, aproximadamente. La nafta de primera obtención es preferible a la obtenida de hidrocarburos de mayor peso molecular mediante craquización o "hidrocraquización" porque esta última suele contener compuestos de azufre difíciles de eliminar. En el cuadro 4 se reproduce la composición y propiedades de una nafta típica. Desde 1974, el precio de la nafta en el mercado mundial ha aumentado más aprisa que el de otras materias primas porque ha aumentado la demanda de nafta para su utilización en la fabricación de combustible para motores y de productos petroquímicos (etileno, propileno, etc.). Esto ha hecho que varias instalaciones concebidas en un prin-

CUADRO 4. COMPOSICIÓN Y PROPIEDADES DE LA NAFTA TÍPICA

Componente o propiedad	Valor medio
Peso específico a 15,5 °C	0,86
Punto de ebullición inicial, °C	41
Punto final de ebullición, °C	131
No saturados, % (en volumen)	1
Aromáticos, % (en volumen)	4
Saturados, % (en volumen)	95
Total de azufre (ppm en peso) como:	368
H ₂ S	2
RSH	146
R ₂ S	119
R ₂ S	80
S	1
S no reactivo	20
C, %	84,4
H, %	15,7
Peso molecular	88
Valor calorífico, kcal/kg	10,500

cipio para el uso de nafta hayan cambiado a otras materias primas, tales como el gas natural, el GNL o el GPL. Como consecuencia de todo ello, pocas instalaciones nuevas se están construyendo para utilizar esta materia prima.

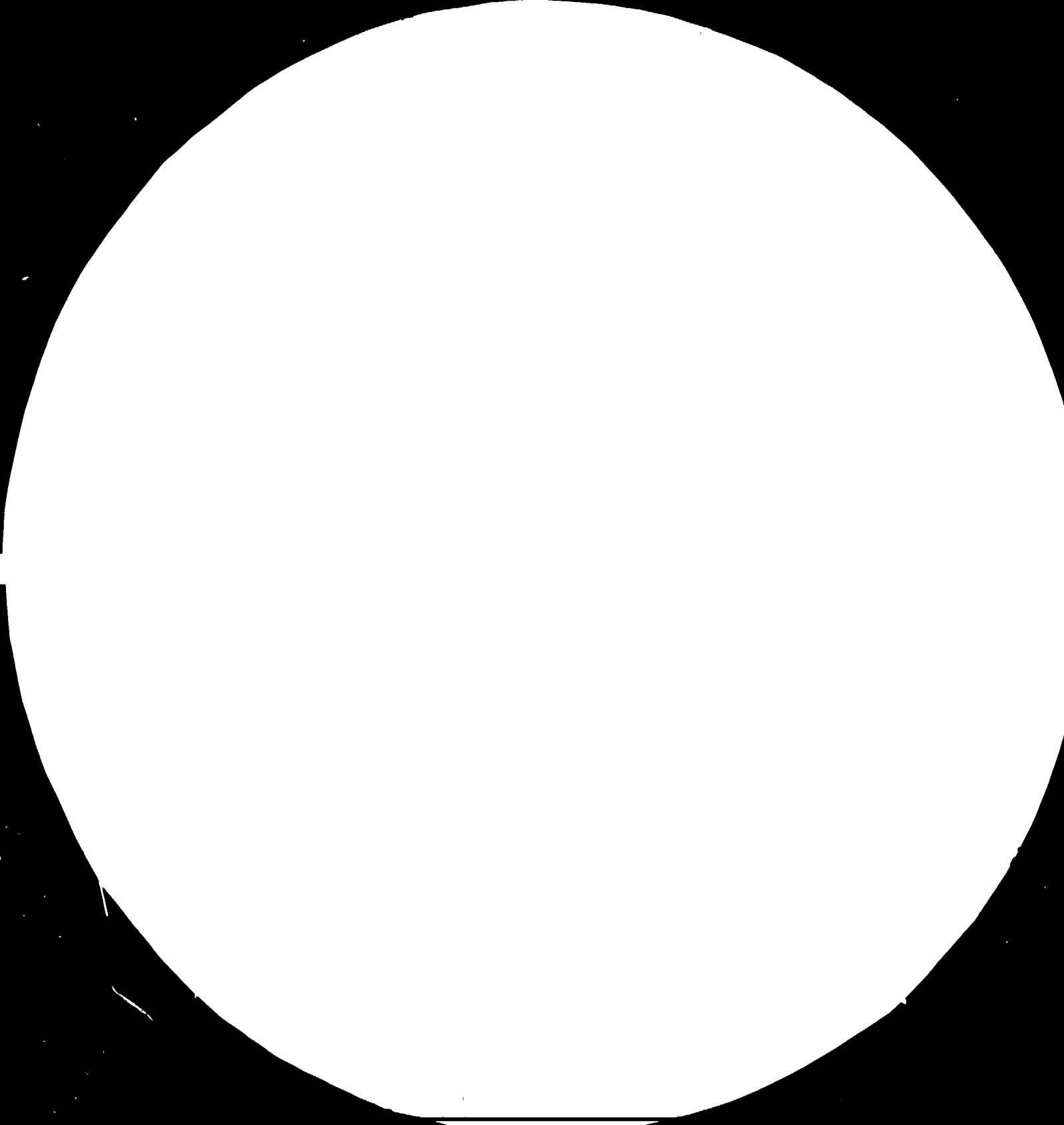
El proceso para la reformación de la nafta en atmósfera de vapor fue desarrollado principalmente por la Imperial Chemical Industries (ICI) de Inglaterra, y se ha utilizado mucho en Europa, Japón y muchos países en desarrollo. El principal problema técnico era el de evitar la formación de carbono en el catalizador sin consumir demasiado vapor. Este problema se ha resuelto mediante modificaciones de la composición del catalizador.

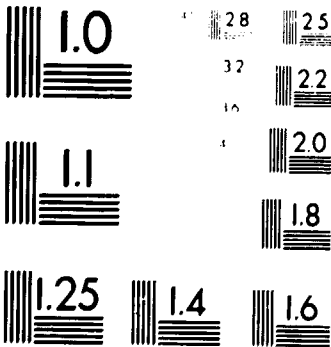
Gases de refinación

Las operaciones de las refinarias de petróleo y de las fábricas de productos petroquímicos dan diversos gases subproducto que pueden utilizarse como combustible, como materia prima o como ambas cosas. La composición del gas residual de refinación varía muchísimo; por lo general, contiene H₂, CH₄ e hidrocarburos de mayor peso molecular y puede utilizarse como materia prima para la producción de amoníaco o mediante reformación con vapor. Es probable que la cantidad de gas residual disponible sea insuficiente para llegar a una escala económica de producción del amoníaco a no ser que la refinación sea grandísima. Otra desventaja es que el volumen y la composición del gas residual pueden variar según la demanda que haya para los diversos productos de refinación, y esas variaciones pueden causar dificultades en el funcionamiento de la planta de producción de amoníaco. Además, las refinarias a menudo tienen su propia posibilidad de utilizar los componentes del gas residual. Por ejemplo, se puede separar el hidrógeno y utilizarlo

86.09.23

AD.87.11





MICROCOPY RESOLUTION TEST CHART
 NATIONAL BUREAU OF STANDARDS-
 STANDARD REFERENCE MATERIAL NUMBER
 1910-A-10 (E) TEST CHART NO. 2

para la "hidrocrackización" (producción de hidrocarburos ligeros por hidrogenación y crackización de las fracciones más pesadas).

En la producción de etileno (mediante la crackización de nafta) se produce una corriente de gas subproducto que contiene principalmente metano e hidrógeno. En otros varios procesos petroquímicos se obtienen gases subproducto utilizables como materia prima para la producción de amoníaco ya sea mediante reformación con vapor o por separación criogénica del hidrógeno.

Sólo unas cuantas fábricas de amoníaco de Europa y del Japón utilizan el gas residual de refinería.

Gas de hornos de coque

El gas de hornos de coque contiene, aproximadamente, 55% de H_2 , 25% de CH_4 , 8% de CO , 6% de N_2 y cantidades menores de hidrocarburos de mayor peso molecular, CO_2 e impurezas diversas. Es de suponer que, una vez purificado, podría utilizarse para obtener amoníaco mediante reformación con vapor, pero lo corriente es separar el nitrógeno en un proceso criogénico que entraña un lavado con nitrógeno líquido. Muchas acerías cuentan con instalaciones de descomposición del aire para suministrar oxígeno utilizado en la producción de acero, con lo que se dispone de una fuente de nitrógeno líquido. El proceso criogénico produce una mezcla gaseosa nitrógeno-hidrógeno apropiada para la síntesis del amoníaco, y la mezcla gaseosa remanente, de CO , CH_4 e hidrocarburos más pesados, se utiliza como combustible. La principal desventaja es la misma que se presenta en el caso del gas residual de refinerías: la cantidad de gas de horno de coque depende de la producción de coque; y ésta, a su vez, de la producción de acero. Sólo unas cuantas fábricas utilizan como materia prima el gas de horno de coque.

Aceite pesado

Los hidrocarburos líquidos más pesados que la nafta se utilizan como materia prima para la producción de amoníaco mediante procesos de oxidación parcial que se examinarán, en el presente capítulo, más adelante. De todos modos, se ha manifestado cierto interés por aplicar el proceso de reformación en atmósfera de vapor; y en una comunicación reciente, la Toyo Engineering Corp. informa acerca del éxito logrado en su desarrollo en escala de fábrica experimental [10]. Se comunica que la fábrica experimental ha funcionado bien con crudos de petróleo de diversas fuentes o con aceite residual pesado. No hay muchos detalles sobre el proceso, pero se sabe que entraña el uso de dos catalizadores recientemente desarrollados en aparatos de reformación primaria y secundaria. A ninguno de los dos catalizadores le afecta el azufre.

El catalizador de la reformación primaria actúa con eficacia, en la gasificación del aceite pesado sin deposición de carbono a 900-1.000° C, mientras que el catalizador de la reformación secundaria sirve para reformar el metano remanente en el gas procedente del primer reformador. El gas procedente de los reformadores contiene, como H_2S , todo el azufre que tenía la materia prima y que habría que eliminar en una etapa ulterior de purificación, al igual que se hace en los procesos de oxidación parcial. Las posibles ventajas del proceso, en comparación con los de oxidación parcial, son que requiere menos inversión de capital (pues no se necesitan plantas de descomposición del aire) y que consume menos energía.

Otras materias primas

También pueden utilizarse como materias primas en los procesos de reformación con vapor el metanol o el etanol, pero no hay ninguna comunicación referente a su uso comercial. De otras materias primas —tales como el hidrógeno electrolítico, la hulla y el fuel oil— se tratará por separado al examinar los procesos correspondientes.

Precios de las materias primas²

Es frecuente que los precios de las materias primas estén controlados por los poderes públicos. El precio de los crudos de petróleo en el mercado mundial lo controla la Organización de Países Exportadores de Petróleo (OPEP) y el precio en el mercado mundial de los derivados de los crudos —como la nafta— queda controlado indirectamente por el precio de los crudos. Es frecuente que en los países productores de petróleo, los precios internos de los crudos y de la nafta sean controlados por los gobiernos y que éstos los sitúen a nivel más bajo que los precios del mercado mundial. Incluso en países que importan petróleo, los gobiernos pueden controlar materias primas tales como la nafta subvencionando las operaciones de las refinerías.

Los precios del gas natural —en los Estados Unidos, en julio de 1978— se fijan en un máximo de \$1.43/1.000 pies³ (\$50.53/1.000 m³). Este precio corresponde a gas de fuentes nuevas entregado a un gasoducto interestatal. El precio de este gas, suministrado al consumidor por intermedio de un gasoducto interestatal, también está sujeto a regulación y sufre un recargo por transporte que varía según la proporción en que estén mezclados el gas "viejo" y el "nuevo", la distancia a que haya de transportarse el gas, la magnitud y estructura de su utilización y también el hecho de si el contrato corresponde a gas "en firme" o "sujeto a interrupciones". Incluso el gas contra-

²Basándose en la situación de mediados de 1978.

tado "en firme" puede ser objeto de reducción cuando el suministro no es suficiente. En la actualidad (1978) se está estudiando en los Estados Unidos la posibilidad de introducir medidas legislativas para aumentar el precio máximo del gas natural interestatal gradualmente y quizá para acabar por suprimir en definitiva todos los controles.

En la actualidad (1978) el precio del gas que no cruza las fronteras de unos estados con otros dentro de los Estados Unidos no está controlado. El precio que se cobra a las industrias se negocia y, por lo general, no se anuncia al público. La mayor parte de las fábricas de amoniaco nuevas de Estados Unidos están situadas en estados productores de gas tales como Tejas, Luisiana y Oklahoma, donde el suministro es más estable y no está sujeto a control del Gobierno Federal. Los precios pueden ser de hasta \$1,90/1.000 pies cúbicos (\$67/1.000 m³).

Los precios del gas natural en algunos países europeos productores de gas pueden ser del orden de \$0,80/1.000 pies cúbicos (\$23/1.000 m³). Según los informes existentes, los precios que rigen en algunos países en desarrollo que cuentan con amplios suministros de gas natural oscilan entre \$0,20 y \$0,60/1.000 pies cúbicos (entre \$5,66 y \$16,98/1.000 m³) según los costos de obtención y purificación, distancia de transporte en gasoducto y política aplicada por el Gobierno.

En los países importadores de petróleo, el fuel oil pesado puede tener precios algo inferiores a los de los crudos en refinería, particularmente en el caso del aceite con alto contenido en azufre, que no puede utilizarse para combustible sin adoptar medidas de lucha contra la contaminación que resultan costosas.

El precio de la hulla varía mucho según su calidad, costo de extracción y costo de transporte. Se ha estimado que los costos futuros de la hulla en los Estados Unidos durante el período 1980-2000 oscilarán entre 13 y 25 dólares por tonelada en bocamina, pero los costos actuales son mayores, sobre todo para la hulla con poco azufre, que escasea mucho y puede llegar a costar hasta 40 dólares por tonelada [11].

La influencia del tipo de materias primas y de su costo en la cuantía de las inversiones de capital necesarias para la fabricación de amoniaco, y la del costo de la producción de amoniaco en general, se discuten, en el presente capítulo, más adelante.

Los precios típicos del GNL en Estados Unidos y Japón son del orden de 3 dólares por 1.000 pies cúbicos (\$106/1.000 m³) en el terminal de recepción. En una publicación reciente se indica un campo de entre 1,22 y 3,37 dólares por 1.000 pies cúbicos (\$43-119/1.000 m³) para proyectos presentes y futuros, estadounidenses, de pro-

ducción de GNL; dentro de este campo, los precios más bajos corresponden a contratos negociados hace varios años [12]. No hay constancia de que se utilice el GNL en los Estados Unidos como materia prima para la producción de amoniaco, pero sí de que se le da esta aplicación en el Japón.

El precio en el mercado mundial de la nafta suele ser de 135 dólares por tonelada y guarda relación con el precio de los crudos de petróleo, que vienen costando unos 95 dólares por tonelada en la actualidad. Es posible que los precios de estos dos materiales queden sujetos a intervención gubernamental. Por ejemplo, el precio interno de los crudos del país en los Estados Unidos es de 8 dólares por barril (unos 58 dólares por tonelada).

Necesidad de materias primas

En casi todas las fábricas de amoniaco se utiliza el mismo material como materia prima y como combustible. Las necesidades correspondientes a combustible pueden ser el 40%, o más, de las necesidades totales, y el porcentaje exacto depende de hasta qué punto se utilice equipo de recuperación de calor. Antes, cuando el combustible era barato, se construían muchas fábricas de amoniaco con un mínimo de instalaciones de recuperación del calor. Buivadas y sus colaboradores dan un ejemplo de cómo la necesidad de combustible (gas natural) se redujo en un 34% al utilizar la energía con mayor eficacia, principalmente mediante la generación de vapor a gran presión y el precalentamiento del aire de combustión que alimenta a los reformadores [13]. La disminución de las necesidades totales —combustible más materia prima— fue de un 15%. Este aumento de la eficiencia del combustible se obtuvo a costa de un aumento del 6%, aproximadamente, de la inversión de capital necesaria para la planta.

Las cifras que sobre necesidades de combustible y materia prima se dan a continuación se basan en el supuesto de que se cuente con un sistema de recuperación de calor eficiente [13].

Materia prima y combustible	Valor calorífico supuesto ^a	Necesidades por tonelada de NH ₃	
		Cantidad	Millones de kcal
Gas natural	8 015 kcal/m ³	1,073 m ³	8,6
Nafta	10 556 kcal/kg	0,89 t	9,4
Fuel oil	9 722 kcal/kg	1,00 t	9,7
Hulla	6 333 kcal/kg	1,97 t	12,5

^aTodos los valores son de BVC (bajo valor calorífico).

En las fábricas de amoniaco basadas en el uso del gas natural, el 34% del gas se utiliza como combustible y el 66% como materia prima; en las basadas en nafta, aproximadamente el 38% de la nafta se usa como combustible y el 62% como

materia prima [13]. Estos valores corresponden a fábricas equipadas con buenos sistemas de recuperación de energía. Las necesidades de combustible señaladas no incluyen la generación de energía eléctrica ni la generación de vapor, salvo en la medida en que se relacionen con la recuperación de calor. Las fábricas de amoníaco modernas se bastan a sí mismas en cuanto al suministro de vapor y gran parte de la potencia mecánica es suministrada por vapor, más que por electricidad. Sin embargo, en los países en desarrollo se suele considerar esencial, para tener un suministro seguro de electricidad, contar con una planta propia de generación de energía eléctrica. Además, si junto con la fábrica de amoníaco hay una planta de urea, se necesitará más combustible que suministre el vapor necesario para la producción de urea. Por lo tanto, las necesidades totales de combustible pueden ser superiores a las mencionadas más arriba.

Cuando se utiliza para la producción de amoníaco una materia prima costosa, puede resultar ventajoso utilizar un combustible de menor precio para calentamiento y para la producción de vapor y de energía eléctrica. Asimismo, cuando el suministro de materia prima (gas natural, por ejemplo) es insuficiente para que sirva a la vez de combustible y de materia prima, puede utilizarse como combustible un material distinto. Diversas fábricas de los Estados Unidos que utilizan gas natural como materia prima están equipadas para utilizar un fuel oil ligero para el calentamiento del reformador. En los casos en los que el fuel oil es más caro que el gas natural, puede ocurrir que sólo se utilice el sistema de fuel oil cuando escasee el suministro de gas natural.

El empleo de aceite pesado o de hulla como combustible podría tomarse en consideración en el caso de las fábricas que utilicen materias primas costosas o escasas. Sin embargo, estos combustibles no pueden utilizarse para calentar los hornos de los reformadores si no se hacen algunas modificaciones importantes. Las impurezas del aceite pesado o de la hulla perjudicarían a los tubos del reformador originando corrosión o erosión, salvo que se modificara su diseño. Deane y Browne han descrito una fluencia de operaciones basada en la nafta en la cual se utiliza un "combustible modesto" para el precalentamiento de la materia prima y del aire aportado al reformador secundario [14]. Evidentemente, no habría ningún problema técnico para utilizar hulla para la producción de vapor y de energía eléctrica en unidades que se hubiesen proyectado con ese fin. El uso directo de la hulla para calentar el horno del reformador ofrecería serias dificultades, pero su uso indirecto como gas de subproducto obtenido de la hulla puede resultar técnica y económicamente factible en algunos casos.

3. Tecnología del proceso de reformación con vapor

La figura 2 representa, mediante un diagrama simplificado, el proceso de producción de amoníaco mediante la reformación del gas natural o nafta en atmósfera de vapor. Al tratar a continuación de dicho proceso, se examinará cada una de sus etapas en el orden en que se producen.

Preparación de la materia prima

Como ya se ha mencionado, el gas natural requiere casi siempre cierta purificación, en particular la eliminación de CO_2 y H_2S , lo cual puede hacerlo el productor de gas natural si el gas se envía por gasoducto. Si el gas se toma directamente de la boca de los pozos, el usuario (el productor de amoníaco) puede tener que purificar el gas. Según la fuente, el gas natural puede contener polvo o gotículas de líquido (aceite o agua) que deben eliminarse con separadores, filtros, etc.

Después de la purificación inicial, el gas natural se comprime hasta la presión de reformador, si es que no está ya a esa presión, y se precalienta. Luego se elimina el azufre que pueda quedar para evitar el envenenamiento de los catalizadores. El azufre se puede eliminar por adsorción con carbono activado a temperatura ambiente o por absorción con óxido de cinc caliente (a 290-400° C) una vez precalentado el gas. En algunos casos se pueden aplicar ambos tratamientos. A veces, el gas natural puede contener cantidades apreciables de cloruros que pueden envenenar a los catalizadores, sobre todo al catalizador de "shift" de baja temperatura. Se dispone de catalizadores o de agentes absorbentes para la eliminación de los cloruros. Quartulli describe un tratamiento de precalentamiento para la eliminación de cloruros y del azufre del gas natural o de la nafta (figura 3) [15]. El gas precalentado o la nafta vaporizada se mezclan con una pequeña cantidad de hidrógeno (gas de síntesis reciclado) y se hacen pasar por un "hidrotratador" que contiene un catalizador que convierte los compuestos de azufre en H_2S y los cloruros en HCl . El catalizador tiene una composición a base de níquel-molibdeno o cobalto-molibdeno. Luego, se hace pasar la materia prima hidrotratada por uno o más recipientes "protectores" que contienen varias capas de un catalizador eliminador de cloruros (que es un material basado en el cobre) y de un catalizador eliminador de azufre (óxido de cinc). Este sistema resulta eficaz para eliminar el azufre presente en formas "no reactivas" (como tiofenos) que no pueden eliminarse con óxido de cinc sin hidrotratamiento. Como la nafta suele contener azufre no reactivo, en las fábricas de amoníaco basadas en la nafta se suele utilizar el hidrotratamiento o hidrodessul-

Figura 2. Diagrama de producción de amoníaco mediante reformación con vapor

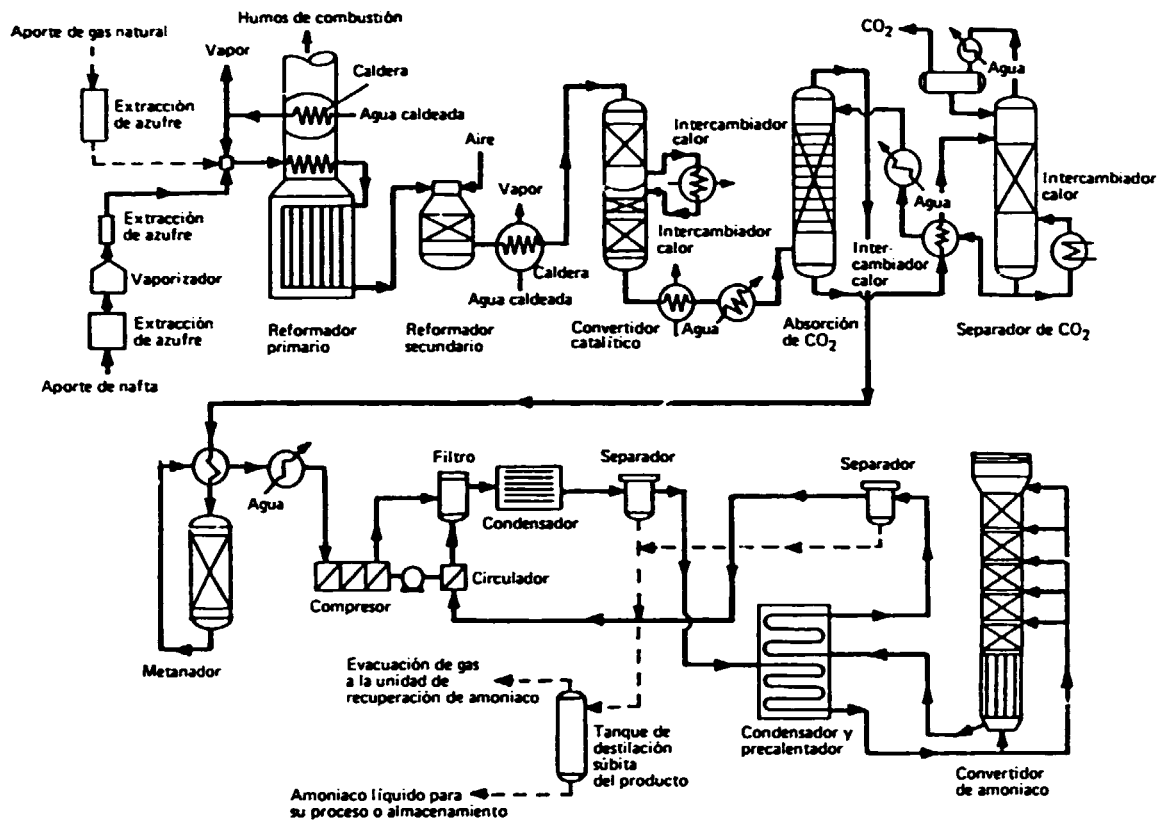
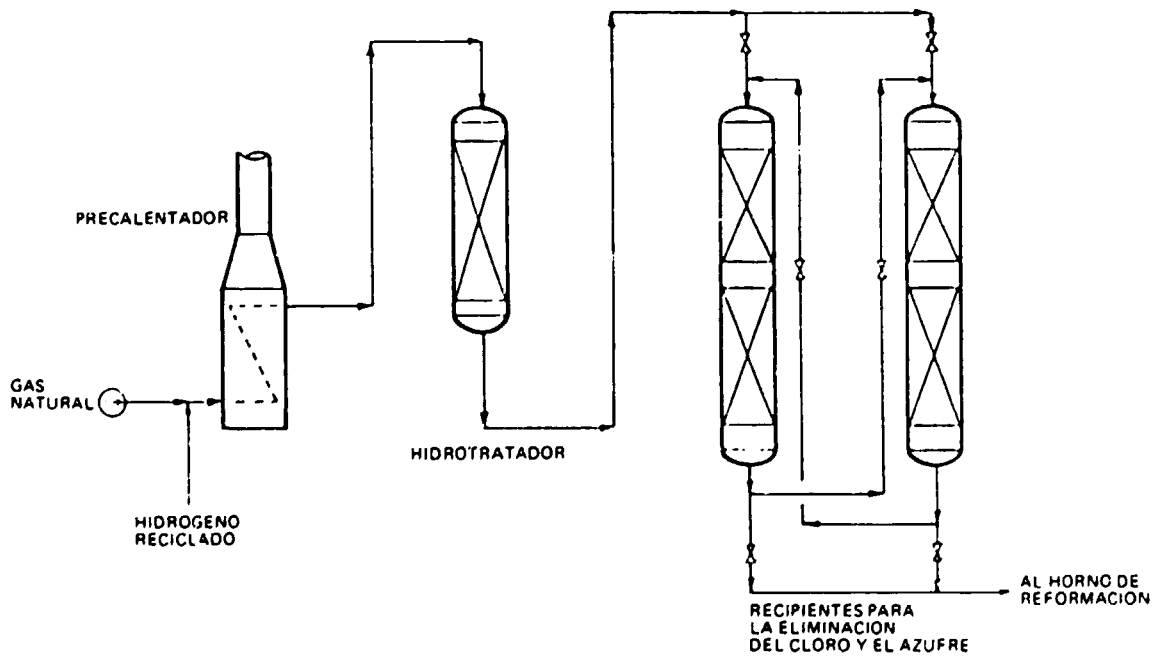


Figura 3. Sistema de tratamiento del gas natural para eliminar el cloro y el azufre



furación. Los catalizadores (agentes absorbentes) utilizados en las capas de protección son caros y no se pueden regenerar. Por lo tanto, si la materia prima contiene mucho azufre o cloruro, hay que pensar en aplicar algún pretratamiento para eliminar esas impurezas. En el caso del gas natural, lo que suele hacerse es recurrir a la absorción en un disolvente alcalino que se pueda regenerar, como la monoetanolamina o el carbonato potásico, para eliminar la mayor parte del azufre.

El azufre y los cloruros (y otros venenos de los catalizadores) pueden entrar en la planta de amoniaco en el vapor o en el aire que va al reformador secundario; por lo tanto, hay que tomar precauciones para eliminar esas impurezas, en la medida en que sea práctico hacerlo. Además, se puede disponer encima del catalizador una barrera formada por una cepa de una sustancia absorbente, lo que conviene en particular en el caso del catalizador de "shift" de baja temperatura.

Reformación primaria

En la etapa de reformación primaria, lo que se pretende es convertir en H_2 y CO casi todo el hidrocarburo inicial mediante reacción con vapor, a fin de que el resto de la reacción pueda efectuarse en el reformador secundario con el calor que se aporta al introducir aire que quema parte del gas y suministra el nitrógeno necesario para la síntesis del amoniaco.

La materia prima precalentada y el vapor a presión de reformación o superior (35-50 atm) se mezclan y se hacen pasar por gran número de tubos (50-400) y se calientan exteriormente en un horno de reformación mediante combustión de un combustible que casi siempre es la misma sustancia que se utiliza como materia prima (gas natural o nafta). La relación molar usual entre el vapor y el carbono de la materia prima es de 3,5-4,0:1,0. Por lo general, los tubos del reformador se fabrican por colada centrífuga con acero inoxidable con 25% de Cr y 20% de Ni. Estos tubos tienen diámetros de entre 7,5 y 20 cm; el grueso de las paredes oscila entre 0,06 y 2,5 cm; y su longitud va de 3 a 14 m [16]. Los tubos se cargan con un catalizador que contiene níquel sobre una base de aluminato cálcico, por lo general formado a modo de anillo de unos 16 mm de diámetro y de 16 mm de largo. El contenido típico en níquel es de entre 14 y 16%. Se pueden añadir promotores tales como el potasio, y modificar la composición de la base para elevar su resistencia, durabilidad y porosidad. La temperatura del gas al salir de los tubos del reformador puede ser de entre 800 y 900 °C; y la temperatura de las paredes del tubo puede ser de entre 900 y 1.000 °C o más. Operar a temperaturas y presiones tan elevadas impone condiciones de trabajo rigurosas para las cuales son indispensables materiales de construcción

costosos y un gran esmero en la concepción del proceso y en su aplicación. El calor del gas de combustión que sale del reformador se utiliza sucesivamente para introducir vapor, para precalentar la mezcla de materia prima y vapor de entrada y, en los casos en que importa economizar combustible, para precalentar el aire de combustión.

Los proyectistas han diseñado muchos tipos de hornos de reformación en todos los cuales se pretende lograr la eficiencia de transmisión del calor por radiación, convección, y una distribución homogénea del calor para evitar el sobrecalentamiento o el subcalentamiento de ninguno de los tubos o tramos de tubos. Los quemadores de combustible pueden situarse encima, a los lados o por debajo del horno. Se utilizan diversos medios para resolver el difícil problema de la conexión de los tubos con las conexiones de entrada y salida de forma tal que las tensiones térmicas no provoquen el fallo de los tubos con sus conexiones. En algunos de los diseños proyectados, se puede aislar el tubo o tubos que hayan fallado. Esta disposición permite que la planta continúe funcionando incluso después de que hayan fallado algunos de los tubos. Durante los paros de funcionamiento normales programados, se puede reemplazar los tubos que hayan fallado o que se encuentren en malas condiciones.

El gas que sale del reformador primario suele contener del 5 al 15% de metano (base seca). La temperatura del gas puede oscilar entre 800 y 900°C.

Reformación secundaria

En la etapa de reformación secundaria lo que se persigue es completar la conversión del metano en H_2 , CO , y CO_2 y aportar la proporción de N_2 necesaria para la síntesis del NH_3 . Esto se logra añadiendo aire en la cantidad necesaria para dar una relación $N:H$ de 1:3 en el gas de síntesis después de la etapa de la conversión "shift". Esto significa que la relación molar de $N_2:(H + CO)$ debe ser 1:3 en el gas que sale del reformador, salvo que se puedan añadir más N_2 o H_2 en alguna etapa ulterior del proceso. El oxígeno que acompaña al nitrógeno del aire quema parte de los combustibles (H_2 , CO , y CH_4) del gas parcialmente reformado, con lo cual la temperatura se eleva lo suficiente para que se termine rápidamente la reformación.

Aunque hay procesos en que sólo se utiliza aire, en algunos casos se utiliza aire enriquecido en oxígeno para suministrar más calor y por lo tanto descargar en parte a la etapa de reformación primaria. Es más, se puede añadir el oxígeno suficiente para que el proceso de reformación se torne "autotérmico", y se pueda prescindir por completo de la etapa de reformación primaria. Por otra parte, también se puede utilizar menos

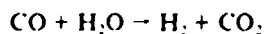
aire del necesario para el aporte de nitrógeno y añadir parte del nitrógeno por separado, preferentemente en una etapa posterior del proceso. Este último sistema impone una carga mayor al reformador primario pero hace que sea menor la cantidad de materia prima necesaria. Esto puede ser una ventaja cuando la materia prima es costosa (o escasea) y se puede utilizar un combustible menos costoso en el reformador primario.

En el caso normal, es decir cuando el aire que se aporta al reformador secundario es la única fuente de nitrógeno, el aporte de calor se limita al generado por las reacciones de combustión más el calor sensible del aire precalentado y del gas procedente del reformador primario.

El reformador secundario típico es un recipiente cilíndrico, aislado, revestido interiormente con material refractario. La parte superior se deja vacía y sirve de cámara de combustión en la que el gas procedente del reformador primario se oxida parcialmente con aire precalentado. La parte inferior se llena de un catalizador similar al del reformador primario. El aire debe estar exento de polvo que pueda obturar el lecho del catalizador, y de venenos del catalizador (S, Cl y As). El aire se filtra, se comprime hasta la presión del reformador y se mezcla con el gas en un mechero situado en la parte superior del recipiente. La combustión hace que, en la cámara de combustión, la temperatura se eleve hasta unos 1.200°C. A medida que el aire caliente desciende por el lecho del catalizador, se enfría por obra de las reacciones de reformación endotérmicas y sale del reformador a una temperatura de unos 950-1.000°C. En este punto, el gas contiene (base seca), aproximadamente, 56% de H₂, 12% de CO, 8% de CO₂, 23% de N₂, más argón y, por lo general, menos de 0,5% de CH₄. También contiene vapor sobrante en cantidades que suponen entre la tercera parte y la mitad del volumen total del gas.

Conversión del monóxido de carbono

El gas procedente del reformador secundario se enfría (con generación de vapor) hasta unos 375°C, que es la temperatura usual para la reacción de conversión catalítica



La reacción es exotérmica, por lo tanto, suele cumplirse en dos etapas, con eliminación de calor entre una y otra. La velocidad de reacción es mayor a temperaturas elevadas, pero el equilibrio es más favorable a temperaturas bajas. Por consiguiente, se suele operar en la primera etapa a una temperatura más alta que en la segunda para que la mayor parte del CO se convierta durante la primera; y en la segunda etapa se reduce el tenor en CO a menos del 1% (a veces se logran reducciones al 0,2%).

Antes de 1960 se utilizaba el mismo tipo de catalizador en ambas etapas. Este catalizador consiste primordialmente en óxido de hierro y de cromo, aproximadamente un 55% de Fe y un 6% de Cr. El catalizador sólo es activo a temperaturas relativamente elevadas (350-430°C) y se conoce con el nombre de catalizador activo a altas temperaturas (AAT). Hacia 1960 empezó a usarse un nuevo catalizador, basado en el cobre, que es activo a temperaturas más bajas (220-260°C) y se conoce con el nombre de catalizador activo a bajas temperaturas (ABT). La mayoría de los catalizadores ABT contienen, además de cobre, cinc y alúmina.

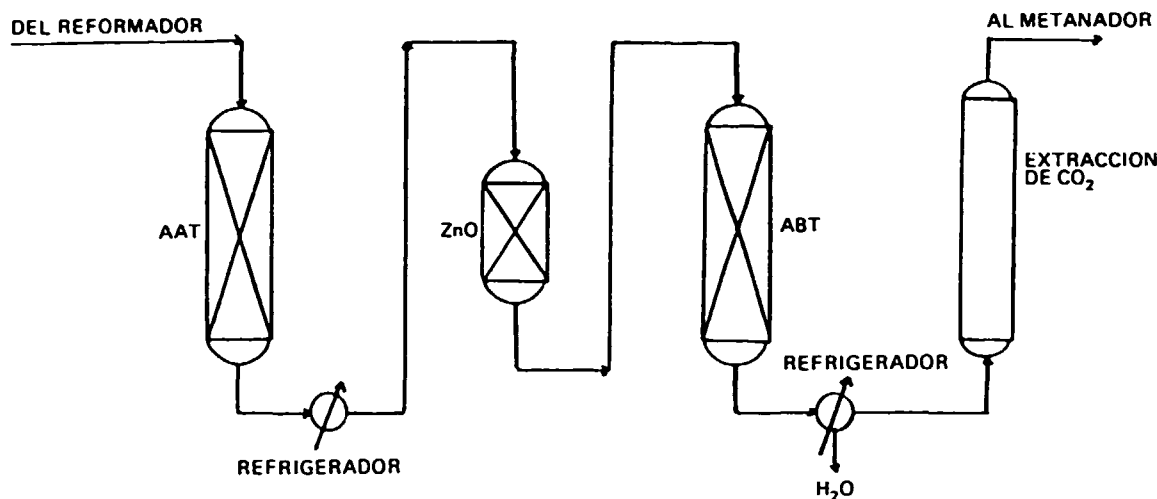
El catalizador ABT es mucho más costoso que el AAT y más vulnerable al envenenamiento; por lo tanto, su vida útil es más corta. Sus ventajas son: a) que es activo en un campo de temperaturas más bajo, en el que el equilibrio es más favorable, pues es mayor la cantidad de CO que reacciona con el vapor para formar H₂; y b) se necesita menos vapor excedente.

La opinión general de que las ventajas del catalizador ABT compensan con creces sus desventajas hace que suele utilizarse para la segunda etapa de la conversión del CO. Entre las precauciones que pueden tomarse para prolongar la vida del catalizador ABT figuran: a) la de depurar el aire que pasa al reformador secundario con agua o con una solución alcalina diluida para eliminar los venenos del catalizador, b) una purificación más rigurosa de la materia prima y del agua de alimentador de la caldera, y c) la inserción de lechos "barrera" entre los convertidores catalíticos de alta y de baja temperatura para eliminar del gas el S y el Cl. La figura 4 representa la disposición típica de una secuencia de convertidor-refrigerador con catalizador AAT, barrera contra el ZnO, convertidor con catalizador ABT, refrigerador, y eliminación del CO₂. Otra disposición posible, pero más costosa, es la basada en utilizar catalizador AAT en ambos convertidores, con eliminación del CO₂ después de cada convertidor. La eliminación de CO₂ después de la primera etapa de conversión proporciona condiciones de equilibrio más favorables, de forma que el contenido de CO se puede reducir hasta un nivel bajo en la segunda etapa aunque se utilice el catalizador AAT, que es menos activo. Cualquiera de estas dos modalidades permite reducir el contenido de CO hasta el 0,2% o menos.

Eliminación del dióxido de carbono

Pasada la etapa de conversión catalítica, el gas puede contener 18% o más de CO₂, según la composición de la materia prima. Se enfría luego, si es necesario, hasta un campo de temperaturas que dependerá de las necesidades del agente absorbente utilizado en la etapa de eliminación

Figura 4. Sistema para la conversión de monóxido de carbono utilizando catalizadores activos a altas temperaturas (AAT) y catalizadores activos a bajas temperaturas (ABT)



del CO_2 . Antes de 1940, las fábricas solían utilizar la absorción en agua. Esto tenía las desventajas de que se consumía mucha energía y de que se perdían H_2 y N_2 , que son bastante solubles en agua a la elevada presión a que se operaba. Resultaba difícil recuperar CO_2 con un grado de pureza suficiente para la producción de urea. Entre 1940 y 1960 se usaba con preferencia una solución de monoetanolamina (MEA) al 20%. A partir de 1960, la mayoría de las fábricas nuevas utilizaban una solución de carbonato potásico con diversos aditivos para promover la absorción y prevenir la corrosión. Su principal ventaja es que se necesita menos calor para eliminar el CO_2 del disolvente. De todos modos, se usan también otros disolventes, principalmente líquidos orgánicos, algunos de los cuales son de composición patentada.

El sistema del carbonato potásico actúa principalmente a base de la diferencia de presión: el CO_2 se absorbe a gran presión y se libera a baja presión. En la etapa de absorción, la presión puede ser de unas 30 atm (presión del reformador menos pérdidas de presión), y la temperatura puede ser de 100°C . El CO_2 es absorbido químicamente por la conversión del carbonato potásico en bicarbonato. Cuando se regenera la solución por liberación de la presión de forma que se reduzca a la presión atmosférica, aproximadamente, hay un desprendimiento de CO_2 y de vapor de agua. En algunos casos, el desprendimiento de CO_2 puede ayudarse mediante purga con aire o vapor a baja presión. La solución regenerada se devuelve al dispositivo de absorción a una temperatura de entre 85 y 90°C y se calienta con el gas procedente del convertidor catalítico a baja temperatura. De esta forma, parte del calor necesario para el proceso de eliminación de CO_2 ,

o casi todo ese calor, se obtiene del contenido en el gas de entrada.

En cambio, cuando se utiliza el sistema de absorción-regeneración con solución de MEA lo que juega es la diferencia de temperatura, pues la absorción se realiza con una temperatura relativamente baja de entre 27 y 60°C , y la regeneración a 100 - 140°C . Así pues, es necesario enfriar el gas de entrada que pasa al dispositivo de absorción y calentar con vapor la solución de MEA del regenerador. El proceso con MEA se ha mejorado añadiendo promotores e inhibidores de corrosión, con lo que los rendimientos de calor son menores.

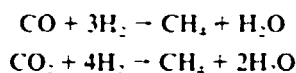
En estos últimos años se ha prestado mucha atención a los métodos encaminados a eliminar los gases ácidos (principalmente el CO_2 y el H_2S) no sólo del gas amoniacal sintético, sino también del gas natural, del gas de síntesis para productos distintos del amoniacal y del gas combustible producido mediante carbonización o gasificación de la hulla. Se han puesto a punto numerosos procesos, y la elección entre ellos para una fábrica de amoniacal puede depender del equilibrio que se pretenda conseguir entre los costos de energía, los costos de capital y otros factores. Como la oxidación parcial del aceite pesado o de la hulla de gases que contienen no sólo CO_2 sino también H_2S , el proceso de eliminación de gases ácidos para esta aplicación debe ser capaz de eliminar y de separar estas impurezas y de convertir el H_2S en S o en otros compuestos no tóxicos. Algunos procesos de oxidación parcial producen gas que contiene pequeños porcentajes de HCN que deben ser eliminados y convertidos en compuestos no tóxicos.

Una discusión completa de los procesos de eliminación del CO_2 rebasaría los límites del presente manual. Esto no obstante, el cuadro 5,

tomado de Quartulli, resume brevemente las características de 20 procesos de importancia [15].

Metanación

El gas que sale de la etapa de absorción del CO_2 aún contiene aproximadamente el 0,3% de CO y un 0,2% o menos de CO_2 . Estos óxidos han de eliminarse desde la etapa de síntesis del amoníaco porque reducirían la actividad del catalizador utilizado para la síntesis del amoníaco y ocasionarían deposición de carbamato amónico en el ciclo de síntesis. Las reacciones de metanación son:



Estas reacciones son exactamente lo contrario de las que se producen en el transformador, y se utiliza un catalizador similar basado en el níquel. Es de advertir que cada molécula de CO y CO_2 consume, respectivamente, 3 y 4 moléculas de H_2 . Por consiguiente, para operar con eficiencia, hay que eliminar el CO y el CO_2 en toda la medida prácticamente posible.

Por lo general, la etapa de metanación se realiza a una temperatura de entrada del gas de 300-350°C; por consiguiente, hay que precalentar el gas a esa temperatura. Como las reacciones son exotérmicas, la temperatura puede subir hasta 320-400°C en el punto de salida del gas, según el contenido de éste en $\text{CO} + \text{CO}_2$. Se suele utilizar un cambiador de calor para precalentar el gas de entrada y enfriar el de salida.

Compresión

El gas de síntesis que sale de la etapa de metanación contiene, como fórmula típica, aproximada, un 74% de H_2 , 24% de N_2 , 0,8% de CH_4 y 0,3% de Ar , en base seca. El gas ha de comprimirse hasta la presión necesaria en la etapa de síntesis. Antes de que se generalizara la utilización de los compresores centrífugos se utilizaban los alternativos. En éstos había a veces hasta cinco etapas de compresión distintas con fases de purificación de los diversos gases a presiones intermedias. Las presiones de síntesis variaban mucho, de 100 a 800 atm, según el proceso. Para las fábricas pequeñas (de menos de 500 tpd) se siguen utilizando compresores alternativos, pero los centrífugos se utilizan hoy en la gran mayoría de las fábricas nuevas con capacidades de 600-1.500 tpd. En estas fábricas nuevas, las presiones de síntesis suelen hallarse en el campo de 150-250 atm, aunque algunas de las fábricas más importantes pueden funcionar a presiones de hasta 300-350 atm. Se consideraba antes que el uso de compresores centrífugos sólo estaba justificado en el caso de

fábricas con una capacidad de producción de 550 toneladas diarias o más, pero en la actualidad ya se han diseñado procesos en que se utilizan compresores centrífugos para fábricas de tan sólo 300 tpd [15].

Los compresores centrífugos son accionados con turbinas de vapor que utilizan vapor a gran presión generado principalmente por el gas de elaboración muy caliente que sale del transformador secundario. El vapor de escape, que ya lleva una presión más baja, se utiliza en el proceso de reformación y en otras etapas del proceso.

Los compresores alternativos son impulsados por motores eléctricos. Son más eficientes que los centrífugos y se han dado cifras típicas de eficiencia del 87% para los compresores alternativos frente a un 70% para los centrífugos. Sin embargo, los alternativos son más caros, sobre todo para fábricas de amoníaco grandes. El consumo de energía en las fábricas que utilizan compresores alternativos puede oscilar entre 600 y 900 kWh/tonelada de amoníaco, frente a 20-35 kWh en las fábricas que usan compresores centrífugos impulsados por vapor. Ahora bien, esta elevada necesidad de energía eléctrica queda contrarrestada por la baja necesidad de combustible. En los casos en que la energía eléctrica sea barata o pueda generarse *in situ* con combustible barato como el carbón, y si la materia prima de que se parte para la producción de amoníaco es cara, pueden quizá obtenerse economías de funcionamiento utilizando compresores alternativos, particularmente en las fábricas pequeñas. La fábrica de mayor tamaño de que se tiene noticia en que se utilizan compresores alternativos tiene una producción de 670 tpd.

Normalmente, los compresores centrífugos se construyen con dos o tres alojamientos protectores, a menudo con enfriamiento entre una fase y otra. La proyección de compresores es una disciplina sumamente especializada y los detalles de proyección, disposición y funcionamiento son complejos. En la figura 5 se da un diagrama típico, simplificado, de un proceso cíclico de gas de síntesis. El enfriamiento y la compresión del gas hacen que se condense casi todo el vapor de agua remanente. El gas comprimido entra en el ciclo de síntesis en diversos puntos, según cuál sea el diseño del proceso.

Síntesis del amoníaco

Como ya se ha mencionado, la síntesis del amoníaco suele efectuarse a una temperatura de entre 400 y 450°C utilizando un catalizador de hierro promovido con potasio y alúmina. El gas que entra en el convertidor consiste principalmente en gas de circulación del proceso con una cantidad relativamente pequeña de nuevo gas de síntesis. El gas que entra en el convertidor

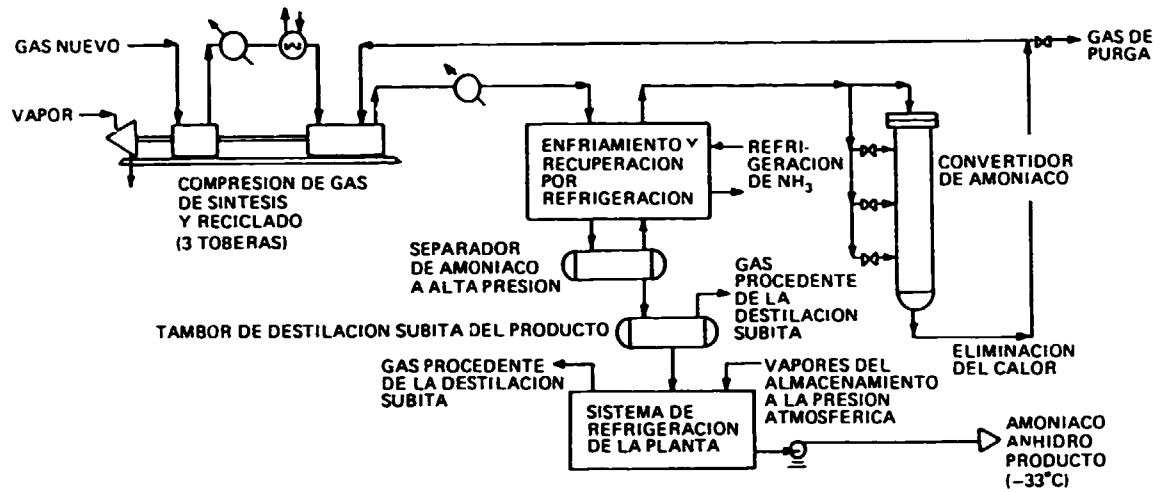
CUADRO 5. PROCESO DE ELIMINACION DE GASES ACIDOS (CO₂ Y H₂S)

<i>Sistema</i>	<i>Disolvente</i>	<i>Características (en baja o alta temperatura)</i>	<i>Circulación de la solución</i>	<i>Contenido de gases ácidos en el gas tratado</i>	<i>Grado de calor requerido</i>	<i>Observaciones generales</i>
Sistemas basados en la reacción						
MEA	Monoetanolamina al 20%	Absorción BT Depuración AT	Intermedia	Menos de 50 ppm	Elevado	Excelente absorción del CO ₂ . Costos de funcionamiento elevados debido al alto consumo de electricidad, etc. Requiere generosa aplicación de materiales de aleación para combatir la corrosión. Se requieren recipientes de tamaño intermedio. Altos costos de intercambiador de calor.
MFA promovido	Monoetanolamina al 25-35% más barrera UGAR-amina	Absorción BT Depuración AT	Intermedia	Menos de 50 ppm	Intermedio	Un aditivo reduce la corrosión y permite intensificar la circulación con mayor absorción de CO ₂ . Las exigencias de calor son menores que en el sistema a base de MEA al 20%.
DGA	2-(2-Amino-etoxietanol-amina) diglicolamina al 60%	Absorción BT Depuración AT	Intermedia	Menos de 100 ppm	Intermedio	No hay mucha experiencia del uso de este disolvente para el tratamiento de gas de síntesis. Se utiliza principalmente para gas natural tratado a los fines de eliminar el CO ₂ y el H ₂ S. Elevada absorción de gases ácidos. Actúa de forma similar a la del sistema MEA.
Vetrocoke	En disolvente K ₂ CO ₃ más As ₂ O ₃	Esencialmente isotérmico	Alta	500-1 000 ppm	Bajo	Excelente rendimiento. Bajo consumo de electricidad, etc. El uso de un aditivo de arsénico plantea problemas de eliminación y contaminación. Existe considerable experiencia al respecto.
Vetrocoke	K ₂ CO ₃ más glicina	Esencialmente isotérmico	Elevada	500-1 000 ppm	Bajo	No hay tanta experiencia como en el caso del proceso basado en el arsénico. Requiere algo más de vapor para la depuración que el sistema del arsénico.
Carsol	K ₂ CO ₃ más aditivos	Absorción y depuración AT	Elevada	500-1 000 ppm	Bajo	Excelente rendimiento y bajos costos de electricidad, etc. Puede usarse como sistema de una sola etapa o de dos. Se utiliza en las fábricas de NH ₃ de hasta 1 500 toneladas cortas por día de capacidad de producción.
Catacarb	K ₂ CO ₃ al 25-30% más aditivos	Absorción y depuración AT	Elevada	500-1 000 ppm	Bajo	Excelente rendimiento y bajos costos de explotación. Se ha utilizado en fábricas de amoníaco con capacidad de hasta 1 700 toneladas cortas por día.
Bentfield	K ₂ CO ₃ al 25-30% más dietanolamina y aditivos	Esencialmente isotérmico	Elevada	500-1 000 ppm	Reducido	Se usa mucho para la fabricación de amoníaco, de hidrógeno y de gas de ciudad. Bajo costo de explotación. Gran experiencia en cuanto a sistemas de una sola etapa y de dos.
Lurgi	K ₂ CO ₃ al 25-30% más aditivos	Absorción y depuración AT	Elevada	500-1 000 ppm	Bajo	Bajo costo de electricidad, etc. Se utiliza en diversas instalaciones en Alemania y otras zonas.
Alkazid	Sal potásica de ácido metil-amino propiónico	Absorción BT Depuración AT		Según el servicio		Existen otras soluciones de Alkazid a utilizar según la aplicación a que se destinen, los componentes de los gases ácidos y el grado de selectividad. Todos los sistemas son soluciones acuosas de aminoácidos. Se ha utilizado con el proceso de oxidación parcial.

Sistemas combinados reacción-tratamiento físico						
Sultinol	Sulfolane, Di-isopropanol-amino en solución	Absorción BT Depuración AT	Intermedia	Menos de 100 ppm	Bajo	Excelente rendimiento. El proceso puede utilizarse para eliminación de CO ₂ y H ₂ S en el gas de síntesis y en los servicios de gas natural. Los productos químicos son relativamente costosos, pero la absorción del CO ₂ es buena. Los recipientes son relativamente pequeños, pero los costos de intercambio de calor son elevados.
II-A MEA	Trietanol-amina y monoetanol-amina	Absorción y depuración BT (para el TEA) y absorción BT y depuración AT (para el MEA)	Alta (TEA) Baja (MEA)	Menos de 50 ppm	Bajo	Utilizado en diversas instalaciones de NH ₃ con excelente rendimiento. Requiere dos etapas de absorción funcionando en serie. Para cada disolvente se requiere un sistema de depuración.
Sistemas de absorción física						
Purisol (NMP)	N-Metil-2- Pirrolidona	Absorción BT	Intermedia	Menos de 50 ppm	Bajo	Con este proceso se elimina la necesidad de disponer de un costoso equipo para intercambio de calor. Se utiliza en procesos a gran presión tales como los de las fábricas basadas en la oxidación parcial. Excelente limpieza de gases ácidos. El disolvente no es corrosivo.
Rectisol	Metanol	Absorción BT (con refrigeración)	Intermedia	Menos de 10 ppm	Bajo	En el sistema circula metanol refrigerado. Se requieren varias columnas. Puede utilizarse para eliminación de CO ₂ , H ₂ S y COS en muchas aplicaciones. Elevado costo de inversión, pero excelente rendimiento. Se especifica para muchos procesos basados en la oxidación parcial. Puede utilizarse también en procesos centrados en la gasificación de la hulla. El disolvente no es corrosivo.
Disolvente de flúor	Carbonato de propileno	Absorción BT Depuración BT	Depende de la presión		Bajo	Ofrece alto grado de solubilidad para el CO ₂ . Los gases ácidos son desorbidos por eliminación de la presión, sin aplicación de calor. Requiere una operación intermedia de vaporización instantánea. El proceso funciona especialmente bien cuando se utilizan altas presiones.
Selexol	Propileno Glicol dimetil éter	Absorción BT	Depende de la presión		Bajo	Apropiado para servicios en que se aplique la absorción a altas temperaturas. Puede aplicarse a bajas temperaturas pero en ese caso aumenta el contenido en gases residuales. También puede utilizarse para el tratamiento del gas natural.

Fuente: *Developments in Ammonia Production Technology*, sin fecha, pp. 18 y 19, The M. W. Kellogg Company, Houston (Texas)

Figura 5. Síntesis del amoniaco: proceso ciclico tipico



contiene N_2 y H_2 en una relación 1:3 más un 10-14% de "gases inertes" y aproximadamente un 2% de NH_3 . Los gases "inertes" son principalmente metano, argón y, a veces, helio si el gas natural utilizado como materia prima contiene ese elemento (en rigor, el metano no es un gas inerte, pero en el contexto de la síntesis del amoníaco se utiliza este término porque el metano no participa en la reacción). Como la concentración de gases inertes tiende a aumentar a medida que se eliminan N_2 y H_2 , es necesario dejar una corriente de salida de "gas de purga" para que la concentración de gases inertes se mantenga dentro de un nivel tolerable.

Los convertidores utilizados en la síntesis del amoníaco son de dos tipos: *a*) los que tienen una capa de catalizador múltiple provista de dispositivos para "enfriar" el gas entre las capas, para eliminar calor mediante generación de vapor, o para precalentar el gas de alimentación entrante, y *b*) los que tienen una capa de catalizador continua en la que un intercambiador de calor elimina el valor de fijación. Los convertidores de "enfriamiento brusco" pueden inyectar gas de alimentación frío en varios puntos entre las varias capas de catalizador para mantener la temperatura dentro del campo deseado, que puede ser de entre 400 y 450°C, por ejemplo. El gas que sale del convertidor contendrá entre el 12 y el 18% de NH_3 , concentración que dependerá principalmente de la presión: la conversión por paso aumenta con la presión. El gas se enfría primero por intercambio de calor con el gas entrante, luego con aire o agua, y finalmente por refrigeración para condensar como líquido la mayor parte del amoníaco. El grado de enfriamiento requerido depende de la presión. A presiones elevadas, se puede condensar gran parte del amoníaco a temperaturas que

pueden obtenerse simplemente con enfriamiento con agua. A presiones más bajas (150-200 atm) hay que prestar mayor atención al aspecto refrigeración. Si hay que entregar amoníaco para almacenamiento a la presión atmosférica, hay que enfriarlo más todavía hasta dejarlo en $-33^\circ C$ (capítulo VII). El gas que queda después de la condensación del amoníaco se recicla al convertidor por medio de un compresor.

El gas de purga puede utilizarse como combustible suplementario en el reformador primario con o sin recuperación previa de su contenido en amoníaco mediante depuración con agua. En algunos casos puede convenir separar el componente del gas de purga criogénicamente (después de la recuperación del NH_3). Se puede hacer que el CH_4 y el H_2 vuelvan al proceso, y el argón puede venderse, cuando haya mercado para el mismo.

Otro medio de utilizar el gas de purga es el disponer una unidad de conversión de gas de purga que fabrica la casa Kellogg. Esta unidad consiste, en esencia, en un segundo ciclo de síntesis del amoníaco en el que el gas de purga se comprime, se hace pasar por un convertidor que contenga catalizador de síntesis del amoníaco, y luego se enfría para recuperar el amoníaco adicional. Después de recuperado el amoníaco, se deja salir una corriente relativamente pequeña de vapor de purga para utilizarla como combustible, y el resto se recicla al convertidor. Esta unidad puede añadirse a una fábrica de amoníaco ya existente. Como convierte en amoníaco el 75% del hidrógeno del gas de purga, se aumenta la producción de amoníaco en un 5%, aproximadamente, sin que se requiera aumentar la cantidad de materia prima. La relación entre la inversión adicional y los costos de explotación en compara-

ción con el aumento en la recuperación de amoníaco parece ser francamente favorable, a juzgar por las informaciones existentes al respecto.

C. Proceso de oxidación parcial con materia prima de hidrocarburo

Los hidrocarburos más pesados que la nafta pueden utilizarse como materia prima para la producción de amoníaco en procesos de oxidación parcial. También se puede utilizar el gas natural y la nafta, pero como el costo de la instalación necesaria para el proceso de oxidación parcial es considerablemente superior al que requiere la reformación en presencia de vapor, rara vez se usan estas materias primas más ligeras. Con todo, el proceso de oxidación parcial ofrece la ventaja de que hay mayor campo de elección de materia prima y mayor tolerancia de impurezas. La desventaja principal es lo elevado de los costos de capital, ya que se requiere una planta de descomposición del aire para que suministre el oxígeno necesario en la fase de gasificación y, más adelante, nitrógeno.

Si bien se puede utilizar como materia prima el petróleo crudo, la materia prima más corriente es el aceite residual pesado procedente de los procesos de refinación del petróleo del que se han eliminado las soluciones más ligeras y de mayor valor. Ese tipo de aceite puede contener un 3,5% de S, según cuál sea el contenido en azufre del aceite crudo y según el proceso de refinación que se haya utilizado. Utilizar un aceite así para combustible o la generación de energía entrañaría el uso de un equipo muy caro de reducción de la contaminación en la mayoría de los países; por consiguiente, ese aceite suele encontrarse a un costo relativamente bajo. Las necesidades de materia prima típicas son de unas 0,74 toneladas de aceite pesado por tonelada de amoníaco [17]. Además, se necesitan unas 0,23 toneladas de aceite o su equivalente en otro combustible para la generación de vapor y de electricidad. A diferencia del proceso de reformación con vapor, en el que la mayor parte del combustible se utiliza en el horno de reformación, que requiere un combustible de buena calidad, el combustible auxiliar para un proceso de oxidación parcial se utiliza en una unidad separada que puede utilizar hulla, por ejemplo.

Los principales procesos de oxidación parcial se conocen como procesos Texaco, Shell, y Koppers-Totzek. Este último se utiliza también para la hulla y se describirá en el epígrafe correspondiente. Los procesos Shell y Texaco son generalmente similares. La figura 6 es una representación simplificada del proceso de oxidación parcial.

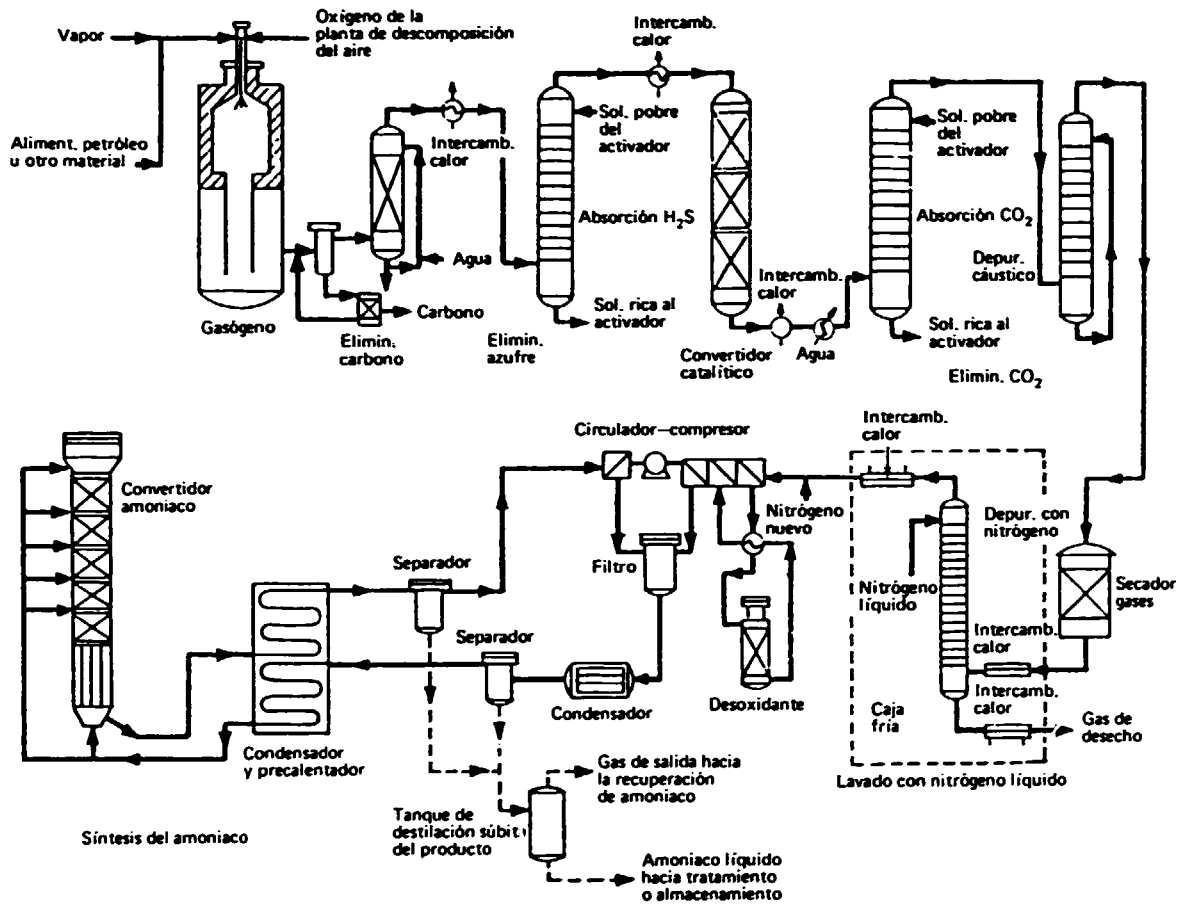
La presión de gasificación aplicada en los procesos de oxidación parcial se ha ido elevando gradualmente hasta un campo de 60-90 atm, lo cual contribuye a economizar energía de compresión. Lembeck describe una marcha del proceso, para el que se utiliza la oxidación parcial de Texaco, en el cual la gasificación y la purificación se efectúan a 72-90 atm [17]. Se calienta fuel oil pesado y se bombea a un gasificador, junto con vapor a alta presión y oxígeno precalentado procedente de una unidad de descomposición del aire. La reacción tiene lugar a temperaturas elevadas (de entre 1.200 y 1.500°C) y no se requiere catalizador. Las reacciones químicas son complejas y no se han llegado a comprender bien. Sin embargo, se estima en general que el petróleo sufre un proceso de craquización para formar carbono y metano y otros gases hidrocarburos; estos productos se oxidan parcialmente para dar CO, CO₂, y H₂O y, utilizando vapor, se convierte parcialmente el CO y H₂. Una composición típica del gas resultante es 46% de H₂, 47% de CO, y 4% de CO₂, base seca, con pequeños porcentajes de H₂S y N₂. En el gas queda suspendida una cantidad considerable de hollín (carbono).

El gas caliente se somete a enfriamiento brusco por inmersión en agua del proceso para llevarlo a la temperatura de entrada en la etapa de conversión catalítica (unos 300°C) y la mayoría del hollín se elimina en el agua que va a una unidad de recuperación del hollín. Ultimamente, el hollín se recicla al petróleo de materia prima o se utiliza como combustible para la generación de vapor y el agua de la cual se ha recuperado el hollín se recicla a la etapa de enfriamiento brusco por inmersión. Esta etapa de enfriamiento brusco por inmersión sirve también para vaporizar la parte del agua y hacerla pasar a la corriente de vapor, con lo cual se obtiene vapor de agua necesario para la reacción catalítica.

La reacción catalítica se efectúa con un catalizador de cobalto-molibdeno recientemente desarrollado; así pues, el contenido del gas en CO queda reducido a un 1%, aproximadamente. El paso siguiente es la eliminación del CO₂ y del H₂S en un proceso de depuración Rectisol en que se utiliza metanol como disolvente. El H₂S se recupera por separado y se envía a una unidad de proceso Claus para su conversión en azufre elemental. Como el CO₂ tiene una pureza adecuada para la producción de urea y se encuentra disponible a una presión de 2,5 atm y una temperatura de 40°C, los costos de compresión se reducen.

El paso final de purificación es un proceso de lavado con nitrógeno líquido que utiliza el nitrógeno líquido procedente de la planta de descomposición del aire. Este proceso elimina el CO y reduce la cantidad de CH₄ y de argón hasta un

Figura 6. Diagrama de producción de amoniaco por el proceso de oxidación parcial



nivel muy bajo. Estas impurezas salen del proceso en una corriente de vapor que es útil como combustible para la generación de vapor.

Antes del lavado con nitrógeno, hay que eliminar el CO_2 residual mediante depuración cáustica y eliminar el agua con gel de sílice o algún otro desecante para impedir la congelación de estos gases en la columna de lavado con nitrógeno.

Después de la purificación, se añade nitrógeno para ajustar la relación $\text{N}_2:\text{H}_2$ hasta ponerla en la relación estequiométrica 1:3, y el gas se comprime a 230 atm para la síntesis del amoniaco. Esta etapa es similar a la que se ha descrito al hacer referencia a los procesos de reformación con vapor. Ahora bien, se asegura que, debido a la eficiencia de la etapa de lavado con nitrógeno para eliminar impurezas y gases inertes, la etapa de síntesis puede hacerse sin purga de gas y por consiguiente, con mayor eficiencia. Además, la pureza del gas contribuye a prolongar la vida del catalizador de síntesis.

Es de señalar que las necesidades totales de combustible y materia prima son de 0,97 toneladas

de aceite pesado por tonelada de amoniaco. Esta cantidad representa un volumen de combustible suficiente para generar todo el vapor y la energía eléctrica que el proceso requiere, incluido el de la planta de descomposición del aire.

Supp describe una fábrica de amoniaco construida y explotada por la empresa VEBA Chemie (Alemania) en 1972. En esta planta se utiliza aceite pesado residual (con 2,5% de S) que se gasifica por el proceso Shell de oxidación parcial [18]. Una planta puede producir simultáneamente 1.215 tpd de amoniaco y 450 tpd de metanol pero tiene la flexibilidad suficiente para producir estas dos sustancias en proporciones variables hasta un máximo de 1.400 tpd de amoniaco o 600 tpd de metanol. Cada una de las dos plantas puede funcionar independientemente. Se está construyendo para la misma compañía una segunda planta de amoniaco que producirá 1.600 tpd de amoniaco [19].

En general, el proceso es similar al que se ha descrito más arriba con algunas excepciones referentes a la coproducción de metanol. Sin embargo, una diferencia básica es que el H_2S y el

CO₂ se eliminan antes de la etapa de conversión catalítica con una fase de depuración Rectisol y que el CO₂ formado en la reacción catalítica se elimina después de la misma con una depuración Rectisol. La purificación final se efectúa por un lavado con nitrógeno líquido al igual que en el ejemplo anterior. Del bajo contenido en impurezas del gas de síntesis de amoníaco da idea el hecho de que la composición arroja menos de 10 ppm de CH₄, menos de 30 ppm de Ar y menos de una ppm de CO y de todas las demás impurezas.

El proceso de gasificación Shell se diferencia del proceso Texaco principalmente en que una caldera alimentada por calor perdido sigue al gasificador, y en que se utiliza un método distinto para reunir y reciclar el hollín.

Banquy ha descrito también un proceso de oxidación parcial con alta presión y gasificación a 80 atm y síntesis a 300 atm [20]. Comparando los aspectos económicos del proceso con el de reformación de gas natural en presencia de vapor, llegó a la conclusión de que la oxidación parcial parece atractiva cuando el precio del aceite pesado es el 80% o menos del precio del gas natural, sobre una base calorífica. Sin embargo, esta comparación se hizo en 1970 cuando ambas materias primas eran relativamente poco costosas y los costos de construcción de la planta relativamente bajos. En un apartado posterior de este capítulo se discutirán con más detalle los factores económicos de la producción de amoníaco.

D. Procesos para la producción de amoníaco a partir de la hulla

El 10%, aproximadamente, de la producción mundial de amoníaco se basa en la hulla, el coque, o el lignito. La mitad aproximadamente de la capacidad basada en la hulla se encuentra en la República Popular China, donde existen más de 1.000 fábricas pequeñas con capacidades de producción de entre 3.000 y 10.000 toneladas al año [9]. Se ha informado que entre 1966 y 1974 se construyeron 1.100 fábricas de amoníaco basadas en la hulla, y de pequeño tamaño, y que en 1975 se estaban añadiendo a este número 100 más al año [21]. Se ha publicado la descripción de la tecnología de una de estas plantas [21]. La materia prima era semiantracita o antracita troceada, aunque se ha indicado que también se utilizaban, en algunas fábricas, las briquetas o el carbón de inferior calidad. En general, el proceso es similar al proceso original Haber que ya se ha descrito. El carbón se gasificaba en un generador de gas mixto en el que quedaba sometido de forma alternada a corrientes de aire y de vapor. La secuencia de purificación era: depuración con agua; eliminación del H₂S, conversión catalítica,

eliminación del CO₂ mediante depuración con agua, y depuración con licor de cobre para la eliminación del CO. El gas se comprime en seis etapas mediante la acción de compresores alternativos, con fases de purificación intercaladas entre las de compresión. El producto de estas fábricas pequeñas se usa a menudo para obtener una solución de amoníaco diluida (16-25%) o de bicarbonato amónico para uso local, aunque algunas de las fábricas de mayor tamaño producen nitrato amónico.

En China se han construido recientemente algunas fábricas modernas y grandes de amoníaco basadas en el gas natural y se están construyendo más. Esto no obstante, se ha previsto continuar el funcionamiento de las fábricas pequeñas y construir más fábricas pequeñas y medianas (de entre 50.000 y 100.000 toneladas al año). Estas fábricas pequeñas atenderán las necesidades locales de fertilizantes en las zonas en que los medios de transporte no sean adecuados.

Staeger da una lista de 13 fábricas construidas desde 1950 para el uso directo de la hulla en la India, Grecia, Turquía, Sudáfrica, Pakistán, Tailandia, la India y Zambia [22]. La mayoría de estas fábricas son pequeñas (capacidades de entre 40 y 340 toneladas diarias) y algunas de ellas han sido sometidas a conversión para utilizar alguna otra materia prima. Sin embargo, la lista comprendía tres fábricas grandes (de entre 900 y 1.000 toneladas diarias), dos de las cuales, situadas en la India, todavía no están en funcionamiento o se encuentran en una fase incipiente de puesta en marcha. La tercera está situada en Sudáfrica; su funcionamiento ha sido descrito por Waitzman [23]. En los Estados Unidos ha habido gran interés, y se ha discutido mucho la cuestión de la producción de amoníaco a partir de la hulla, y se han trazado planes para la construcción de una fábrica que produciría 1.360 toneladas diarias de amoníaco en un proyecto que está aún en la fase de estudio y que sería financiado parcialmente por el Gobierno de los Estados Unidos [24]. Además, la TVA transformará su fábrica a escala de demostración basada en el gas natural (200 toneladas al día) para que, en parte, utilice hulla como materia prima, con carácter experimental [23].

Los procesos de gasificación de la hulla para la producción de amoníaco pueden clasificarse, según el método de gasificación, en procesos de lecho fijo (Lurgi), de lecho fluidificado (Winkler) o de lecho barrido por flujo fluido (Koppers-Totzek y Texaco). La gasificación llamada "en lecho fijo" puede también designarse con mayor propiedad como gasificación "en lecho móvil". Se carga por arriba la hulla triturada (5-30 mm) que desciende en sentido contrario al de la corriente de gas. A medida que desciende, primero se seca y se precalienta, luego se carboniza y

finalmente es gasificada por el oxígeno y el vapor que entran por abajo. Las cenizas de hulla se descargan por abajo de una parrilla o, en otra variante, como escoria. Como el sistema de corrientes cruzadas proporciona un buen intercambio de calor, este método requiere menos aporte de calor y, por ende, menos oxígeno que los demás. Además, se evitan los gastos de secado y de molido fino de la hulla.

El gasógeno Lurgi de lecho móvil suele hacerse funcionar a 30 atm. Es el que menos oxígeno requiere, entre la mitad y un tercio del que requieren los gasógenos en que la hulla es barrida por un flujo fluido. No es necesario que el oxígeno sea de gran pureza; un 90% es satisfactorio. El gas sale por la parte superior del gasógeno a unos 450°C y luego es enfriado y lavado para eliminar el alquitrán, los hidrocarburos líquidos, el polvo, etc. El gas lavado contiene CO , H_2 , CO_2 , CH_4 y otros hidrocarburos. Se trata mediante una serie de fases o etapas que incluyen la reformación con vapor, la conversión catalítica del CO , la eliminación del CO_2 y el H_2S , el lavado con nitrógeno líquido, la reformación, con vapor, del metano que queda separado como consecuencia del lavado con nitrógeno, la adición de nitrógeno, y la compresión para producir gas de amoníaco sintético [25].

Algunas de las limitaciones del proceso de gasificación de lecho fijo o móvil son que la hulla debe encontrarse en fragmentos de entre 5 y 30 mm, debe ser del tipo de hulla que no se aglomera, o debe ser pretratada para impedir la aglomeración, y que se forman diversos subproductos (alquitrán, compuestos fenólicos, aceites ligeros, etc.) que han de recogerse y utilizarse, o eliminarse de alguna forma. Al preparar la hulla al tamaño necesario, se forman finos que pueden quemarse en una planta auxiliar para generar el vapor y atender las necesidades de electricidad del proceso. También el alquitrán se puede quemar o se puede inyectar en el gasógeno en un punto en el que la temperatura sea lo bastante elevada para gasificarlo.

En el proceso de gasificación de lecho fluidificado, del cual el principal ejemplo es el proceso Winkler, el carbón de hulla o lignito se muele hasta un tamaño de partícula de menos de 15 mm y se introduce en el lecho fluidificado mediante tornillos de alimentación situados cerca del fondo. Se inyectan vapor y oxígeno cerca del fondo del lecho fluidificado. A diferencia del aumento gradual de temperatura del carbón que se produce en el proceso de lecho móvil, el lecho fluidificado es esencialmente isotérmico (a unos 1.000°C). Por consiguiente, no se forma alquitrán ni otros subproductos líquidos, y el gas contiene principalmente H_2 y CO con menos del 1% de CH_4 . La corriente de gas arrastra consigo una cantidad

sustancial de ceniza. El gas caliente se enfría en calderas de calor de desecho y se lava para eliminar las cenizas, y luego se purifica en una secuencia de etapas similar a la de otros procesos. El proceso produce una brasa que contiene entre el 6 y el 12% del carbono existente en el material de alimentación. Aproximadamente el 90% de esta brasa se elimina del fondo del gasógeno en estado seco; el resto se recupera mediante depuración húmeda del gas. Esta brasa puede quemarse en una caldera auxiliar para suministrar vapor y electricidad.

El gasógeno Winkler se usa mucho para la obtención de gas con fines industriales y domésticos, pero en contadas ocasiones se ha utilizado para la producción de amoníaco. Sus ventajas son: que funciona con gas y cualquier calidad de hulla o de lignito y que es adaptable a unidades de gran capacidad. Sus desventajas, para la producción de amoníaco, son la baja presión (1-3 atm), que eleva los gastos de compresión, y el contenido en cenizas del gas, que requiere para el lavado final un precipitador electrostático.

De los gasógenos de carbón "barridos" los ejemplos típicos son los procesos Koppers-Totzek (KT) y Texaco. En la mayoría de las fábricas actuales de amoníaco a base de hulla (con excepción de las de la China) se utiliza el proceso KT. Consiste este proceso, esencialmente, en un proceso de oxidación parcial como son la mayoría de los de gasificación de hulla. Por lo menos dos fábricas de amoníaco con proceso KT se han construido para utilizar hulla o aceite pesado, aunque sólo se sabe de una (en Finlandia) que haya utilizado ambas materias primas. De todos modos, cabe presumir que todo gasógeno "de barrido" puede adaptarse fácilmente al aceite pesado o a hidrocarburos más ligeros, incluido el gas natural.

En el proceso KT, la hulla es desecada y molida finamente hasta que un 75% pase por la malla 200 (Tyler). Esta hulla en polvo es recogida por unas corrientes de oxígeno y pasa por soplado a la cámara de gasificación atravesando dos mecheros que están dispuestos el uno frente al otro. Más recientemente, se han utilizado unidades con cuatro mecheros. El vapor entra por unas aperturas anulares que circundan a los mecheros. La gasificación es completa en una décima de segundo, aproximadamente, a temperaturas situadas en el campo de los 1.000-1.200°C. Parte de la ceniza queda fundida y se elimina por la parte interior del gasógeno, y otra parte es arrastrada con el gas. La composición típica del gas es de 56% de CO , 31% de H_2 , 11% de CO_2 , y menos del 0,1% de CH_4 . Una vez enfriada en las calderas de calor de desechos, la ceniza se elimina por depuración húmeda y precipitación electrostática. El resto de la preparación del gas amoníaco de

síntesis es similar a lo ya descrito al considerar la oxidación parcial del fuel oil.

Las desventajas del proceso son la necesidad de moler muy bien la hulla, el funcionamiento a presiones bajas (1-3 atm) y un consumo de oxígeno más elevado que el de otros procesos de gasificación de la hulla.

El proceso de gasificación de la hulla de la Texaco es el más reciente y todavía no se ha aplicado a las fábricas de amoníaco, aunque ya se ha hecho mucho trabajo de desarrollo tecnológico de este proceso de gasificación y se va a utilizar en la planta de demostración de la TVA [23].

El proceso Texaco difiere del KT en que la hulla molida fina se mezcla en suspensión con agua formando una lechada densa que contiene un 45% de agua, aproximadamente. Esta lechada se calienta y, junto con oxígeno, se alimenta a un gasógeno que puede funcionar a presiones de hasta 180 atm. El proceso, en la forma en que se aplica a la producción de amoníaco, ha sido descrito por Mitzer y Moe [24]. En este caso, el gasógeno funciona a 58 atm y a unos 1.300°C. La ceniza fundida se somete a enfriamiento brusco con agua en una cámara dispuesta en la parte inferior del gasógeno y se elimina como lechada. El gas caliente se enfría hasta los 1.000°C por enfriamiento brusco con una combinación de agua y de gas reciclado frío. Luego pasa por una caldera alimentada por calor perdido y se limpia para eliminar el hollín y la ceniza volante en un depurador venturi. La secuencia de las restantes etapas de la preparación del gas sintético es: conversión catalítica del CO, eliminación de H₂S y CO₂ mediante el lavado con Rectisol (metanol frío), y lavado con nitrógeno líquido. Al igual que en otros procesos de oxidación parcial, el H₂S se convierte en azufre elemental. La fábrica propuesta producirá 1.360 tpd de amoníaco y unas 100 tpd de azufre, utilizando 2.360 tpd de carbón bituminoso con 14,6% de cenizas y 4,2% de S. El costo de construcción de la fábrica se ha estimado en 185 millones de dólares, frente a 103 millones en el caso de una fábrica alimentada con gas natural [24]. Con la hulla a 22,50 dólares la tonelada, el precio estimado de venta del amoníaco sería de 173 dólares por tonelada, para obtener beneficios, basándose en un flujo de caja actualizado al 12%. Esto supondría igualar la rentabilidad de una fábrica basada en el gas natural que utilizase gas de un precio aproximado de \$90/1.000 m³ (\$2,55/1.000 pies cúbicos).

Brown comparó seis procesos de obtención de amoníaco a partir de la hulla y llegó a la conclusión de que el más conveniente sería o bien el gasógeno Lurgi modificado para descarga de escoria, o bien el de Texaco [26]. Este autor estima los costos de capital de una fábrica con capacidad de 1.000 tpd en 115 millones de dólares

para los dos procesos y los costos del amoníaco en 131 y 127 dólares por tonelada, incluyendo un 33,3% de cargas por concepto de capital al año, en el supuesto de que el costo de la hulla sea de 5,50 dólares por tonelada. Sugiere que la hulla sería una materia prima más económica que el gas natural en aquellos casos en que el costo del gas, calculado en función de la potencia calorífica, sea de entre 3 y 4 veces superior al de la hulla. Es de presumir que las estimaciones de gastos de capital que da Brown corresponden estrictamente a la instalación de producción directa de la fábrica.

Waitzmann estima que los costos de una fábrica con capacidad para 900 tpd, construida en terrenos "virgenes" y en que se utilice el proceso Texaco de gasificación de la hulla ascenderán a 140 millones de dólares, frente a 75 millones de dólares en el caso de una fábrica basada en el gas natural. Calcula que el precio del amoníaco, suponiendo un margen del 14% de beneficio neto de inversión después de pagados los impuestos, sería de 160 dólares por tonelada en caso de utilizar hulla al precio de 27,50 dólares por tonelada o gas a razón de \$100/1.000 m³. Así pues, calculando a base de la potencia calorífica, la hulla sería económicamente competitiva con el gas cuando el costo de éste fuera más del triple que el de la hulla.

Todas las comparaciones económicas más arriba indicadas se basan en situaciones que se dan en los Estados Unidos o en países europeos, y no pueden aplicarse directamente a un país en desarrollo.

E. Producción de amoníaco a partir de hidrógeno electrolítico

Se han construido varias fábricas de amoníaco para producirlo a partir de hidrógeno obtenido a partir de electrólisis del agua. Estas fábricas se han emplazado en lugares en los que se dispone de energía hidroeléctrica barata de Noruega, la India (Nangal), Egipto (Aswan), Perú (Cuzco), Islandia y Canadá (Trail, Columbia Británica). La tecnología del proceso electrolítico ha sido descrita por Mrochek y Grundt [27, 28]. La materia prima es agua modificada; el hidróxido potásico que se añade para elevar la conductividad no participa en la reacción. Si bien la eficiencia de las células comerciales varía algo, puede indicarse como valor típico del consumo el de 4,3 kWh/m³ de H₂O, lo cual corresponde a unos 8.600 kWh por tonelada de amoníaco [28]. Aparte de esto, se requiere energía para una planta de separación del aire que produzca el nitrógeno requerido para la producción del amoníaco. También se requiere energía para la compresión del hidrógeno y del nitrógeno y para reciclar la mezcla de gases en el

circuito de síntesis. La necesidad total de energía es de unos 10.200 kWh por tonelada de amoníaco. Esta energía equivale aproximadamente a 8,8 millones de kcal por tonelada de amoníaco, valor que es virtualmente igual al de las fábricas de amoníaco basadas en el gas natural. Ahora bien: si se utilizase combustible para generar la energía eléctrica, se necesitaría aproximadamente el triple de energía térmica, ya que en la conversión de energía térmica a energía eléctrica rara vez se alcanzan eficiencias superiores al 38%.

El costo estimado de la producción de amoníaco a partir de hidrógeno electrolítico en una fábrica con capacidad diaria de 300 toneladas (100.000 tpa) y electricidad a \$0,005/kWh, sería de unos 124 dólares la tonelada, según Grundt [28]. Elevando la escala a 900 tpd el costo de producción sólo se reduciría ligeramente (a 116,50 dólares la tonelada). En cambio, si se eleva el costo de la electricidad a \$0,01 o \$0,02/kWh, el costo de producción del amoníaco se pone respectivamente, en 175 ó 277 dólares la tonelada. La estimación de Grundt sobre los costos de producción de una fábrica de 300 tpd se resume en la forma siguiente:

Concepto	\$ tonelada de NH ₃
Gastos de capital (15% de 40 millones de dólares)	60
Mantenimiento, mano de obra, servicios públicos, etc.	13
Electricidad—10.200 kWh a 0,01 dólar	102
Total	175

El proceso genera un volumen de oxígeno por tres de hidrógeno, o unas 0,7 toneladas de O₂/tonelada de NH₃; por lo tanto, se puede descontar del costo lo que pueda sacarse del oxígeno subproducto, si éste puede aprovecharse. El oxígeno puede utilizarse, por ejemplo, en la industria siderúrgica. También se obtendría algo más de oxígeno de la unidad de separación de aire. Otro subproducto potencial es el agua pesada (óxido de deuterio, D₂O). El agua pura contiene aproximadamente 0,0135% de D₂O. El hidrógeno se electroliza más rápidamente que su isótopo el deuterio; así pues, el D₂O de electrolito se va concentrando, y puede recuperarse a razón de 70 gramos por tonelada de NH₃, [28]. El agua pesada se utiliza en algunos tipos de reactores nucleares.

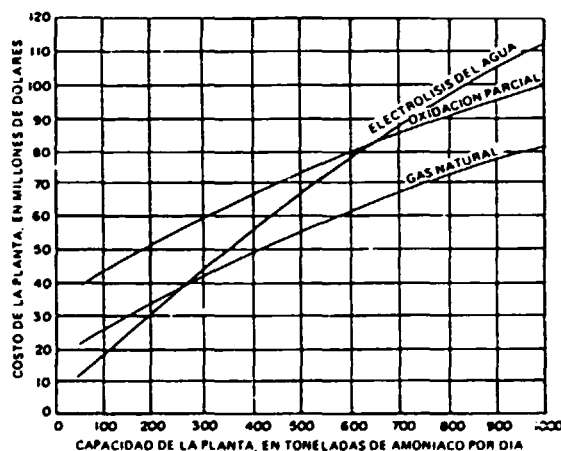
Entre los gastos de inversión que entraña la construcción de una fábrica de amoníaco basada en el hidrógeno electrolítico, la partida realmente importante son los electrolizadores. Un electrolizador Norsk Hydro con 235 células tendrá una capacidad correspondiente a unos 3,75 tpd de amoníaco; claro está que se pueden construir electrolizadores de tamaño menor, o mayor, que el señalado. Por lo general, las fábricas grandes

utilizan cierto número de electrolizadores idénticos: por ejemplo, una fábrica de 200 tpd habrá de tener en funcionamiento unos 53 electrolizadores. Por lo general se suministran unidades suplementarias para no tener que interrumpir ni reducir la producción de amoníaco cuando haya que cerrar y limpiar algunas unidades.

Como el proceso electrolítico no produce CO₂, no se puede utilizar el amoníaco para hacer urea a no ser que se disponga de CO₂ de alguna otra fuente. Puede utilizarse para producir sales amoniacales (sulfatos, fosfatos o nitratos), o se puede aplicar amoníaco directamente al suelo como amoníaco anhidro o en solución acuosa (capítulo X).

Como la capacidad deseada de la planta de electrolisis se obtiene instalando el número de unidades que haga falta, apenas si hay economías de escala. La figura 7, tomada de Grundt, indica que, para fábricas con capacidad inferior a las 250 tpd, la planta electrolítica costaría menos que una planta basada en el gas natural. Por ejemplo —en cifras aproximadas, correspondientes a finales de 1976— una planta electrolítica de 100 tpd costaría 20 millones de dólares, frente a los 25 de una planta de gas natural y más de 40 de una planta basada en la oxidación parcial de fuel oil.

Figura 7. Comparación de costos de las fábricas de amoníaco basadas en el hidrógeno electrolítico, el gas natural o la oxidación parcial (según ref. [28])



El costo de la producción de amoníaco por el proceso electrolítico no depende mucho del tamaño de la fábrica pero depende muchísimo del costo de la energía eléctrica. Por lo tanto, si se dispone de energía eléctrica barata, la planta electrolítica podrá competir con las que utilicen otros procesos, particularmente con las pequeñas.

Una ventaja de especial importancia en los países en desarrollo es que la producción de

amoníaco a partir de hidrógeno electrolítico es un proceso mucho más sencillo que los basados en otras materias primas.

El hidrógeno se produce también como subproducto de la producción electrolítica del cloro y de la sosa cáustica; y varias fábricas de amoníaco pequeñas han utilizado este subproducto bien como única materia prima, bien como fuente suplementaria. En la mayoría de las situaciones, empero, la cantidad de hidrógeno procedente de plantas de cloro-sosa cáustica es demasiado pequeña para suponer una aportación significativa con que subvenir a las necesidades de amoníaco.

F. Economía de la producción de amoníaco

1. Capital necesario

Como la producción de amoníaco requiere mucho capital, es especialmente importante que las estimaciones o hipótesis de los costos de capital sean lo más exactas y realistas posibles. Una vez elegidos el proceso, la materia prima y el emplazamiento en la fábrica cabe hacer una estimación relativamente precisa de las necesidades de capital; de todos modos, ocurre con frecuencia que el costo efectivo es bastante mayor que el previsto, y también se da el caso, no tan frecuente, de que sea menor.

En el presente manual no se formularán hipótesis correspondientes a emplazamientos concretos; por lo tanto, las estimaciones de costos de capital son meras indicaciones de órdenes de magnitud. Se espera que las estimaciones tengan cierta utilidad, en particular a efectos comparativos, como guías que indiquen la influencia que tienen en los costos de producción factores tales como el emplazamiento, la materia prima elegida, el precio de ésta, la escala de operaciones y el grado de utilización de la capacidad.

Los costos de construcción de las fábricas de amoníaco aumentaron fuertemente durante el período 1967-1974; en el manual que publicaron las Naciones Unidas en 1967 se da un costo de unos 11 millones de dólares (para la instalación de producción directa) para una fábrica basada en el gas natural, con capacidad de 900 tpd, situada en los Estados Unidos [29]. En 1974, se ha estimado que una planta similar costaría unos 50 millones de dólares [13]. Desde 1974, los aumentos de costos han sido relativamente pequeños; una estimación de 1978 era aproximadamente igual (50 millones de dólares), lo que da a entender que las técnicas que permiten economizar costos en ingeniería de las plantas de amoníaco y la industria de la construcción han compensado la elevación de los costos por concepto de mano de

obra y material [30]. Sin embargo, no es probable que la eficiencia siga aumentando hasta el extremo de continuar compensando los aumentos de los costos de construcción en el futuro.

Tipos de estimaciones

Hay tres tipos corrientes de estimaciones que difieren en cuanto a los conceptos que incluyen. El tipo más conocido es el de la estimación del costo de la "instalación de producción directa", que consiste en el equipo de proceso montado y listo para operar cuando se le aporten la materia prima y los servicios especificados. Existe cierta variación en cuanto a qué servicios se incluyen en la llamada instalación de producción directa; por ejemplo las torres de refrigeración para reciclar el agua de refrigeración y los servicios para el tratamiento del agua de alimentación de la caldera pueden o no estar incluidos. En los procesos de oxidación parcial se incluye una caldera aparte para la generación de vapor y (con frecuencia) energía eléctrica; mientras que en los procesos de reformación en atmósfera de vapor, el proceso genera suficiente vapor para suministrar todas las necesidades de vapor que el mismo proceso requiere y la mayoría de la energía mecánica, pero no la eléctrica. Así pues, en una estimación del costo de una "instalación de producción directa" se debe definir qué conceptos incluye y cuáles no.

La estimación del costo de una "planta llave en mano" incluye no sólo la unidad o unidades de producción directa sino también todos los servicios auxiliares y de apoyo necesarios para el funcionamiento de la planta. Puede incluir caminos y vías férreas en el interior de la planta; sistemas de distribución para la electricidad, agua, aire comprimido y combustible; oficinas, laboratorios; preparación del terreno; almacenamiento de materias primas y productos; talleres de mantenimiento, etc. No suele incluir los caminos o las carreteras y vías férreas que conduzcan a la fábrica. También en este caso puede haber variaciones considerables en lo que se incluye, según cual sea el emplazamiento de la fábrica. Una estimación para "fábrica en terreno virgen" es la que se da cuando no hay ningún servicio relacionado existente; por contraposición al caso en que la adición a una facilidad de producción ya existente requiere menores gastos por concepto de servicios e instalaciones de apoyo. Las necesidades de "acondicionamiento de los terrenos" variarán probablemente según el emplazamiento. Por ejemplo, en una zona pantanosa puede ser necesario hacer trabajos de bonificación del terreno y disposición de pilotes mientras que en una zona montañosa se pueden requerir obras importantes de movimientos de tierras y de desplazamientos de rocas para crear una extensión relativamente plana en que emplazar la fábrica.

Una estimación del "costo del proyecto" comprende la fábrica para entrega "llave en mano" amén de gastos adicionales como los de un estudio de viabilidad; formación de personal de explotación, mantenimiento y supervisión; gastos de puesta en marcha; intereses de los fondos invertidos durante la construcción y capital de explotación. En los países en desarrollo, el costo del proyecto puede incluir la formación del personal de comercialización y muchos conceptos de infraestructura tales como caminos, vías férreas, puertos, muelles y vías acuáticas; alojamiento, instalaciones de recreo, culturales y religiosas para los empleados, hogar del trabajador, economato, etc. Es discutible la cuestión de si todas estas mejoras de infraestructura deben cargarse al funcionamiento de la planta, ya que en general contribuyen al desarrollo del país y al bienestar de su población. El alojamiento, por ejemplo, suele ser en parte autofinanciable puesto que los empleados pagan un alquiler. La infraestructura de transporte se utiliza a menudo para muchos fines no directamente relacionados con la producción de fertilizantes.

En la discusión presente, los costos de inversión se basarán en el costo de la instalación de producción directa para un emplazamiento industrial de un país desarrollado. Para llegar al costo total, habrá que añadir al costo de la instalación de producción directa un 50% más, salvo que se indique otra cosa.

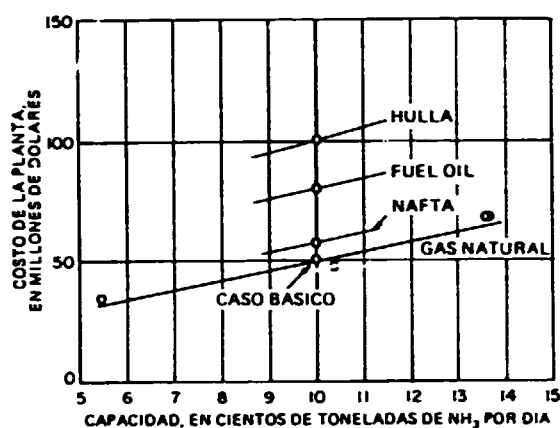
En los últimos 15 años, el diseño de procesos se ha desarrollado y ha mejorado gradualmente para la producción de amoníaco por transformación de gas natural, nafta y otros hidrocarburos ligeros, en atmósfera de vapor, mediante el uso de compresores centrífugos. Se han creado los diseños estándar para tres capacidades —550, 900-1.040 y 1.360 toneladas métricas por día (600, 1.000-1.150 y 1.500 toneladas cortas por día). La gran mayoría de las fábricas nuevas construidas en el último decenio se han diseñado para alguna de estas tres capacidades, aun cuando existe la posibilidad de diseñar plantas que utilicen un compresor centrífugo en un campo de capacidades de 270 a 2.700 tpd. Información reciente (de 1978) procedente de una empresa de construcciones de ingeniería ha dado las siguientes estimaciones de aproximadas de los costos de plantas de producción directa basadas en el gas natural, para emplazamiento en la costa estadounidense del Golfo de México:

Capacidad en toneladas métricas por día	Costo de la instalación de producción directa en millones de dólares	Costo por tonelada anual de capacidad de NH ₃ en dólares ^a
550	35	193
1.040	48	140
1.360	69	154

^aCapacidad anual = 330 × capacidad diaria

Estos costos se reflejan en la figura 8. Aunque se muestra una línea recta que conecta los tres puntos, los puntos no caen en la línea, y no debe sacarse la conclusión de que se pueden extrapolar tranquilamente estos datos para capacidades superiores o inferiores ni siquiera aplicarlos, por interpolación, para capacidades intermedias.

Figura 8. Costo estimado de inversión para plantas de amoníaco en relación con la capacidad y el tipo de materia prima



Nota: Instalación de producción directa, país desarrollado, emplazamiento industrial.

La mayoría de las fábricas nuevas construidas o encargadas en el último decenio lo han sido para capacidades de entre 900 y 1.040 toneladas diarias. Como los costos de desarrollo se han repartido entre un número mayor de plantas, el costo de inversión es menor por tonelada anual de capacidad, y este campo de capacidades suele considerarse como la escala económicamente óptima en la mayoría de los casos. Se suele considerar que una capacidad de 550 toneladas diarias es la escala mínima económica para plantas con compresores centrífugos, y son plantas de este tamaño las que se eligen cuando el mercado es limitado o cuando está limitada la cantidad disponible de materia prima. El tamaño de 1.360 toneladas diarias se utiliza a veces en aquellos emplazamientos en que los gastos de acondicionamiento del terreno son elevados; el costo total del proyecto puede ser inferior por tonelada anual de capacidad. De todos modos, en algunos casos en que los costos de preparación de los terrenos son altos, puede ser preferible situar dos o más plantas pequeñas en el mismo emplazamiento, como se ha hecho en Indonesia y Corea del Sur, por ejemplo.

Como se han construido relativamente pocas fábricas para producir amoníaco por oxidación parcial de aceite pesado o de hulla, el diseño del

proceso y del equipo no se ha unificado en la misma medida que en el caso de los procesos de reformación en atmósfera de vapor. Por lo tanto, no hay ninguna razón para suponer que la escala de 1.000 toneladas diarias representa un óptimo económico para estos procesos. En realidad, hay ciertos motivos para opinar que la escala económica óptima puede ser más alta para los procesos basados en el petróleo y en la hulla. Por ejemplo, Supp da a entender que 1.600 toneladas por día puede ser una cifra cercana a la óptima para la producción de amoníaco mediante oxidación parcial de fuel oil pesado cuando el mercado no sea factor limitativo [18].

A los efectos de la discusión que sigue más abajo, se dará por supuesto un costo de inversión de 50 millones de dólares para una fábrica de amoníaco basada en el gas natural con producción de 1.000 toneladas diarias, circunscribiéndonos a la instalación de producción directa, y suponiéndola situada en un emplazamiento industrial como la costa estadounidense del Golfo de México; y tomaremos también como caso base el de un costo de 75 millones de dólares para el costo total de la fábrica "llave en mano". Esto está en consonancia con estimaciones recientes de la TVA [23, 31]. El costo total de la fábrica comprende los terrenos, instalaciones para almacenamiento del producto, preparación de los terrenos y servicios de instalaciones auxiliares y de apoyo [31].

La hipótesis usual de que el costo total de la planta es 1.5 veces el costo de la instalación de producción directa no parece apropiado en el caso de plantas mayores o menores de 900-1.040 tpd, dada la insólita relación entre los costos de la instalación de producción directa y la capacidad. A los fines de la presente estimación, el margen de un 50% para costos adicionales de la planta sólo se aplicará al caso básico (1.000 tpd); para otros tamaños de planta, se considerará que los costos adicionales variarán como el 0.6 de la capacidad. Este supuesto nos lleva a los costos totales siguientes:

COSTO DE FABRICAS DE AMONIACO ALIMENTADAS CON GAS NATURAL Y SITUADAS EN ESTADOS UNIDOS			
Capacidad	550	1.000 ^a	1.360
Instalación de producción directa, en millones de dólares	35	50	69
Otros costos de la planta	17.5	25	30
Costos totales de la planta	52.5	75.0	99.0

^a Como base

No se incluirá el capital de explotación, pero se dejará un margen del 5% de la estimación de los gastos de explotación para "gastos administra-

tivos y diversos", que incluyen los intereses sobre el capital de explotación.

De utilizarse materias primas distintas del gas natural, en la estimación de los costos de capital se aplicarán los factores siguientes:

Materia prima	Factor de costo de la planta	Supuesto correspondiente al caso base, en millones de dólares ^b
Gas natural	1.00	75.0
Nafta	1.14	85.5
Aceite pesado	1.60	120.0
Hulla	2.00	150.0

^bCosto total de la planta, instalación de producción directa - 1.5

Estos factores representan una transacción entre los costos estimados en diversas fuentes bibliográficas y están más o menos en consonancia con los costos relativos dados por Nichols y Blouin [31]. Al parecer, el factor correspondiente a las plantas basadas en nafta se puede aplicar con cierto grado de confianza a los tamaños de planta estándar (550 y 1.360 tpd) que sean inferiores o superiores al caso básico. En el caso de otras materias primas, no hay la experiencia suficiente para indicar cómo varían o podrían variar los costos de la planta con la capacidad. Por lo tanto, los costos estimados se indican en la figura 8 como un solo punto con una línea corta que indica una tendencia probable. Las comparaciones de los costos de producción estimados, en la medida en que se ven afectados por factores distintos que en la escala de operaciones, se basarán en una capacidad de 1.000 tpd, con excepción de las fábricas de amoníaco basadas en el hidrógeno electrolítico, que ya se han discutido en un apartado anterior del presente capítulo.

Debe hacerse hincapié en que las estimaciones de inversión no son costos de proyectos totales. Hay conceptos que no quedan comprendidos en las estimaciones, a saber:

1. Aumento de los costos pasado el año 1978.
2. Interés del capital durante la construcción.
3. Estudios de viabilidad.
4. Programas de capacitación y otros gastos de puesta en marcha.
5. Imprevistos.
6. Generación de energía eléctrica, excepto en el caso de las plantas basadas en la hulla o el fuel oil pesado.
7. Instalaciones para la generación de energía eléctrica en casos de emergencia, que sirvan para apoyo de los suministros normales de energía.
8. Derechos de importación o aduaneros.

9. Cualquier gasto extraordinario para asegurar la disponibilidad de agua, tales como embalses, depósitos, tubería de gran longitud o instalaciones para la desalación de agua marina.
10. Elementos de infraestructura tales como viviendas, caminos o vías férreas fuera de la planta; mejora de puertos, muelles, rompeolas, instalaciones de aeropuerto, etc.
11. Gastos extraordinarios de preparación de los terrenos.

2. Estimaciones de costos de producción y 'el precio de fábrica

Para poder obtener estimaciones comparativas de los costos de producción y de los precios de fábrica, se han hecho las hipótesis simplificativas siguientes:

1. Costos de mano de obra: \$8/hora hombre para el trabajo de los operarios solamente.
2. Gastos generales: 100% de la mano de obra; comprende administración, cargas sociales, etc.
3. Control químico: 20% de la mano de obra; comprende personal y suministros de laboratorio.
4. Suministros varios: \$1 por tonelada.
5. Energía eléctrica: \$0,027 por kWh.
6. Agua de refrigeración: \$0,01 por m³ a base de un solo paso (las necesidades reales pueden ser el 5% aproximadamente de las correspondientes a un solo paso si se utilizan torres de enfriamiento con recirculación).
7. Agua para la alimentación de la caldera: \$0,26 por m³.
8. Amortización: 6,67% del costo de la planta (amortización lineal en 15 años).
9. Mantenimiento: 5% del costo de la planta, incluida mano de obra y materiales.
10. Impuestos y seguro: 2% del costo de la planta por año.
11. Intereses: 4% del costo de la planta por año, que puede considerarse como un interés del 8% sobre la mitad del costo de la planta¹.
12. Rendimiento de la inversión (RDLI): 10% anual del costo de la planta, sin reservas para los impuestos que gravan las utilidades¹.
13. Gastos administrativos y diversos: 5% del total de todos los demás costos de produc-

¹Si la cantidad reservada para amortización se utiliza para disminuir la inversión de capital, la inversión media en planta en un periodo de 15 años sería la mitad de la inversión inicial.

ción, que incluye margen para el interés del capital de operaciones, gastos de puesta en marcha, etc.

El caso básico para fábricas de amoníaco de 1.000 tpd se considerará correspondiente a las condiciones siguientes:

Combustible y materia prima	Valor calorífico ^a	Costo, \$ unidad (caso básico)
Gas natural	8 015 kcal/m ³	0,053/m ³
Nafta	10 556 kcal/kg	130/t
Fuel oil	9 722 kcal/kg	80/t
Hulla	6 333 kcal/kg	25/t

^aBajo valor calorífico (BVC)

Combustible y materia prima	Necesidades por tonelada de NH ₃		
	Cantidad	Millones de kcal ^a	Costo, en \$
Gas natural	1 073 m ³	8,6	56,87
Nafta	0,89 t	9,4	115,70
Fuel oil	1,00 t	9,7	80,00
Hulla	1,97 t	12,5	49,25

^aTomado de la referencia [13]

Para el caso base —una planta de 1.000 tpd que funcione a un 90 % de la capacidad (300.000 tpa) y utilice gas natural a un precio de \$0,053/m³— el costo de producción estimado es de unos 115 dólares por tonelada de NH₃, y el precio de fábrica sería 140 dólares (véase el cuadro 6). A efectos comparativos, se señala que el precio en el mercado mundial es de unos 117 dólares la tonelada de NH₃ (*Fertilizer International*, julio de 1978). Este precio es ligeramente superior al costo de producción estimado, pero considerablemente inferior al precio de venta en fábrica estimado. Durante el periodo de enero de 1976 a julio de 1978, los precios del amoníaco en el mercado mundial oscilaron entre 90 y 135 dólares por tonelada. Entre los factores que pudieran conducir a un precio inferior al estimado en el cuadro 5 figuran los siguientes: a) el precio medio de la materia prima puede ser inferior a 0,053 dólares por m³; b) el rendimiento de la inversión puede ser inferior al 10%, y c) la mayoría de las fábricas se construyeron en una época en que los costos de producción de fábricas eran menores que en la actualidad y están en parte depreciadas, lo que hace que la inversión de capital sea menor. Es de advertir que los costos relacionados con el capital son del orden del 38% del costo de producción y del 49% del precio de venta en fábrica.

El efecto de la escala de operaciones en las fábricas basadas en el gas natural se aprecia en el cuadro 7, en el que se indica el campo que va de 550 a 1.360 tpd. Al elevar la escala de 550 a 1.000 toneladas diarias, los costos de producción

CUADRO 6. ESTIMACIONES DEL COSTO DE PRODUCCION Y DEL PRECIO DE FABRICA DEL AMONIACO

Materia prima: gas natural (caso base)
 Capacidad: 1.000 tpd; utilización de la capacidad: 90%
 Producción anual: 300.000 toneladas
 Emplazamiento: Costa estadounidense del Golfo de México
 Costo de la planta: 75 millones de dólares

Concepto	Cantidad	Precio unitario en dólares	Dólares/tonelada de NH ₃
Gas natural	1 073 m ³	0,053	56,87
Catalizadores y productos químicos			0,75
Suministros diversos			1,00
Energía eléctrica	33 kWh	0,027	0,89
Agua de refrigeración	220 m ³	0,01	2,20
Agua de calderas	2,3 m ³	0,26	0,60
Mano de obra	0,18 horas-hombre	8,00	1,44
Gastos generales	100% de la mano de obra		1,44
Control químico	20% del costo de la planta		0,29
Mantenimiento	5% del costo de la planta		12,50
Impuestos y seguros	2% del costo de la planta		5,00
Amortización	6,67 %		16,68
Intereses	4,0 %		10,00
Total parcial			109,66
Gastos administrativos y diversos, 5 %			5,49
Costo de producción			115,15
RDLI, 10 %			25,00
Precio de fábrica			140,15

CUADRO 7. INFLUENCIA DE LA ESCALA DE OPERACIONES EN EL COSTO DE PRODUCCION Y EL PRECIO DE FABRICA DEL AMONIACO OBTENIDO DEL GAS NATURAL

	Capacidad, en tpd		
	550	1 000 ^a	1 360
Capacidad, en miles de tpa	165	300	408
Costo de la planta, en millones de dólares	52,5	75,0	109,0
	\$/toneladas de NH ₃		
Gas natural	56,87	56,87	56,87
Catalizadores, productos químicos y suministros	1,75	1,75	1,75
Servicios	3,69	3,69	3,69
Costos relacionados con la mano de obra	4,03	3,17	2,80
Costos relacionados con el capital	56,22	44,18	42,88
Total parcial	122,56	109,66	107,99
Gastos administrativos y diversos, 5%	6,12	5,49	5,40
Costo de producción	128,68	115,15	113,39
RDLI, 10 %	31,82	25,00	24,26
Precio de fábrica	160,50	140,15	137,65

^aCaso básico

disminuyen en unos 13 dólares por tonelada; y el precio de venta en fábrica, en 20 dólares por tonelada. El continuar aumentando la escala hasta llegar a las 1.360 toneladas diarias sólo origina una disminución de costos marginal.

El costo de combustible y materia prima para el proceso con gas natural en el caso básico es de 0,053 dólares por m³ o 6,61 dólares por millón de kcal. Esto supone aproximadamente 52% del costo de producción. Como ya se señalara anteriormente, los precios del gas natural varían mucho y pueden ser de tan sólo 1,00-1,50 dólares por millón de kcal en algunas localidades, y llegar en cambio a ser de hasta 12 dólares (GNL importado).

Por desgracia, el gas natural de bajo costo sólo se encuentra en emplazamientos muy distantes, donde los costos de construcción son elevados. Se calcula que una planta completa en un emplazamiento industrial de un país desarrollado cuesta (para el caso básico) 75 millones de dólares, mientras que la misma planta en un país en desarrollo puede costar entre un 25 y un 50% más. Una consideración quizá más importante todavía es que suele ser necesario proporcionar más instalaciones y servicios auxiliares y de

apoyo, servicios e instalaciones que en los países desarrollados se encuentran con facilidad mientras que en los países en desarrollo pueden no encontrarse. Además, es posible que se necesite mejorar la infraestructura; quizá sea materia opinable hasta qué punto estos gastos de mejoramiento de la infraestructura deben cargarse a la planta. Esto no obstante, lo cierto es que la fábrica no podría funcionar eficientemente sin esas mejoras.

Por las razones que sea, no es raro que el costo total de un proyecto en un país en desarrollo sea el doble del que tendría el mismo proyecto en un país industrializado desarrollado.

El efecto de aumentar el costo de la planta en un 50 y en un 100%, y el efecto del costo del gas natural en los costos de producción y precios de fábrica del amoníaco se representan en las figuras 9 y 10. Al construir estas figuras, se ha supuesto que sólo variaban los costos relacionados con el capital y los del gas natural. Se ha supuesto que los demás costos eran constantes, con la excepción de que, en el caso de los gastos administrativos y generales, se ha tomado la base de que constituyen el 5% de la suma de todos los demás gastos; esto permite incrementar el interés en el capital de explotación a medida que aumenta el costo del producto. La figura 10 indica que una fábrica que cueste 150 millones de dólares y utilice gas natural a razón de 4 dólares por millón de kcal sería competitiva en relación con una fábrica de costo de 75 millones de dólares que utilizase gas a 12 dólares, pero ninguna de las dos podría competir con los precios del mercado mundial. Si se dispusiese de gas a un precio de 2 dólares por millón de kcal, el costo de capital de la fábrica habría de ser de unos 95 millones de dólares (es decir, un 27% por encima del caso básico) para producir amoníaco a un precio de fábrica que quedase situado hacia la mitad del campo de

Figura 9. Efecto del costo de inversión de la fábrica y del costo del gas natural en el costo de producción del amoníaco

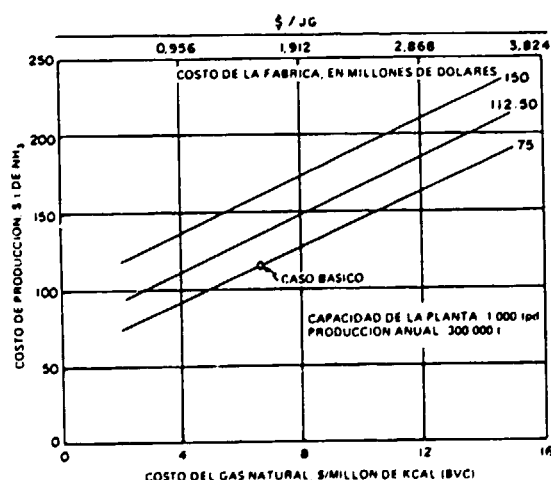
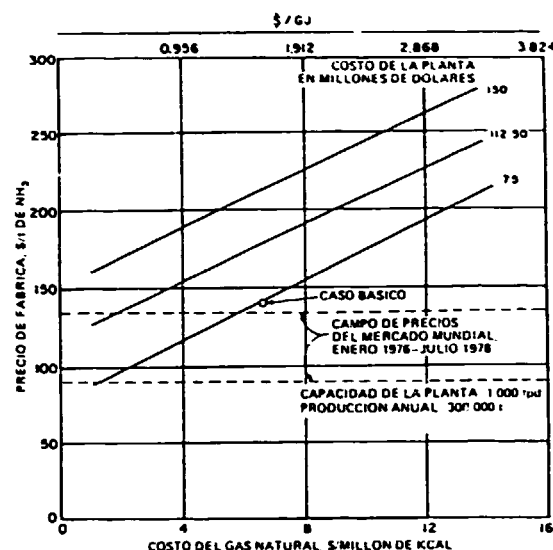


Figura 10. Efecto del costo de inversión de la fábrica y del costo del gas natural en el precio de fábrica del amoníaco



precios que se ha dado en los mercados mundiales en el período 1976-1978. Quizá los países en desarrollo puedan obtener créditos en condiciones favorables que rebajen el precio a que habría de venderse el amoníaco para funcionar con beneficios. La comparación no incluye los gastos de expedición; si el amoníaco se produce para la exportación, cada fábrica tendría ciertas ventajas, dentro de la región, comparada con otras fábricas más distantes. Si el amoníaco se produce para uso nacional, en la comparación se debería tener en cuenta el costo del amoníaco importado, puesto en destino, más el costo de transformarlo en un producto final aceptable (véase el capítulo XI).

Las comparaciones precedentes se han basado en una utilización de la capacidad de un 90% aproximadamente (producción anual = 300 veces la capacidad nominal diaria). Algunas fábricas han logrado records en el sentido de funcionar durante varios años con una utilización de la capacidad del 100%, que se supone corresponde en general a 330 veces la capacidad diaria, o incluso superior, pero muchas fábricas no alcanzan el 90% de utilización de la capacidad anual por diversas razones, tales como interrupciones en el suministro de materia prima, falta de demanda del mercado, o dificultades técnicas. En particular, muchas fábricas de amoníaco radicadas en países en desarrollo han operado muy por debajo del 90% de la capacidad nominal incluso en épocas en que escaseaba el fertilizante. Hay algunas excepciones destacadas, y la media de los países en desarrollo está mejorando.

Como la producción de amoníaco requiere mucho capital, el porcentaje de utilización de la capacidad influye de modo importante en los

costos de producción y en la rentabilidad. Por ejemplo, operar al 100% en vez del 90% de la capacidad reduciría los costos de producción, para el caso base, en 4,42 dólares por tonelada y el precio de venta en fábrica en 6,92 dólares. Sin embargo, operar al 75%, en lugar del 90% de la capacidad, elevaría el costo de producción en 8,84 dólares por tonelada y el precio de venta en fábrica en 13,84 dólares. Para plantas de mayor costo, el efecto es, en proporción, mayor. Así pues, la ventaja que se obtiene al emplazar una fábrica en lugares en que se disponga de materia prima a bajo costo puede quedar contrarrestada mediante una combinación de costos de capital más elevados y más bajo índice de utilización de la capacidad.

El reducir al mínimo los costos de capital, aun siendo importante, no debe hacerse a costa de la fiabilidad de la instalación. En general, los fondos suplementarios que se inviertan en mejorar la fiabilidad de la planta se recuperarán con creces gracias a la mayor utilización de la capacidad, a la reducción de los costos de producción y al aumento de la rentabilidad. En las localidades en que los costos de la materia prima sean bajos, se pueden obtener economías en los gastos de capital montando instalaciones más sencillas para la recuperación del calor y de la energía. El equipo suplementario que se necesita para mejorar la eficiencia es importante cuando los costos de la materia prima son altos pero pierde importancia cuando se dispone de gas natural barato. Además, ese equipo suplementario tiende a complicar el funcionamiento de la planta y a aumentar los gastos de mantenimiento. Algunos otros medios de reducir los costos de capital son: a) elegir un diseño estándar, b) elegir contratistas seguros y competentes y c) minimizar el tiempo de construcción.

El costo de producción depende también de la materia de base elegida, ya que ésta influye en el costo de la planta, como ya hemos visto, en cuanto influye en los gastos por concepto de materias primas y en otros gastos de explotación. La elección de materia de base puede afectar también a la fiabilidad de la planta, si bien no hay datos precisos al respecto. Las plantas basadas en la hulla no tienen un historial de fiabilidad muy brillante, si bien se han señalado índices de utilización de la capacidad de hasta el 90%. Si se populariza la producción de amoníaco a partir de hulla, es probable que el diseño del equipo se mejore y se uniforme, y cabrá así esperar un funcionamiento más seguro.

Los costos de producción y precios de fábrica estimados para fábricas de amoníaco con capacidad de 1.000 tpd situadas en un país desarrollado, según utilicen nafta, fuel oil o hulla, se indican en los cuadros 8, 9 y 10 en las figuras 11 y 12. Los

resultados de las estimaciones pueden resumirse en la forma siguiente:

Combustible y materia prima	Precio supuesto	\$/t de NH ₃	
		Costo de producción	Precio de fábrica
Gas natural	\$0,053/m ³	115,16	140,16
Nafta	\$130/t	185,10	213,60
Fuel oil	\$ 80/t	168,90	208,90
Hulla	\$ 25/t	158,41	208,41

La variación, en función del precio de la materia prima, de los costos de producción y de los precios de fábrica del amoníaco obtenido a partir de cada una de las cuatro materias primas indicadas se representa en los diagramas de las figuras 11 y 12. La influencia del tipo de materia prima en el costo de producción puede expresarse —atendiendo al precio que habría de tener la materia prima para obtener amoníaco a un precio determinado— en la forma siguiente:

Costos de producción \$/t de NH ₃	Costo que habría de tener la materia prima, en \$ millón de kcal			
	Gas natural	Nafta	Fuel oil	Hulla
100	4,70	3,50	1,20	Negativo
150	10,50	8,70	6,30	2,40
200	16,00	13,80	11,20	6,80

En las condiciones que se suponen para la estimación, se puede conseguir un costo de producción de 100 dólares por tonelada de amoníaco con el gas natural a 4,70 dólares, nafta a 3,50 dólares o fuel oil a 1,20 dólares por millón de kcal; este costo de producción no puede obtenerse con hulla. Un costo de producción de 150 dólares por tonelada puede conseguirse con el gas natural a 10,50 dólares, la nafta a 8,70 dólares, el fuel oil a 6,30 dólares o la hulla a 2,40 dólares por millón de kcal.

A continuación se hace una comparación similar por lo que respecta al precio en fábrica estimado:

Precio en fábrica \$/t de NH ₃	Costo que habría de tener la materia prima, en \$ millón de kcal			
	Gas natural	Nafta	Fuel oil	Hulla
120 ^a	4,50	3,40	Negativo	Negativo
150	7,70	6,20	2,30	Negativo
200	13,00	11,00	7,30	3,30

^aPrecio aproximado en el mercado mundial en la actualidad

Las comparaciones dadas más arriba se basan en los costos de inversión de capital estimados para un país desarrollado. Si se supone que el costo de inversión en un país en desarrollo ha de ser superior en un 50%, los costos de producción y los precios en fábrica serían considerablemente superiores. Por ejemplo, en el caso de una fábrica alimentada con hulla, la elevación del costo de inversión en un 50% se traduciría en

CUADRO 8. ESTIMACION DEL COSTO DE PRODUCCION Y DEL PRECIO DE FABRICA DE AMONIACO OBTENIDO A PARTIR DE NAFTA

Materia prima: nafta (caso base)
 Capacidad: 1.000 tpd; utilización de la capacidad: 90%
 Producción anual: 300.000 toneladas
 Emplazamiento: país desarrollado
 Costo de la planta: 85,5 millones de dólares

Concepto	Cantidad	Precio unitario en dólares	Dólares/tonelada de NH ₃
Nafta	0,89 toneladas	130	115,70
Catalizadores y productos químicos			1,00
Suministros diversos			1,00
Energía eléctrica	50 kWh	0,027	1,35
Agua de refrigeración	288 m ³	0,01	2,88
Agua para calderas	1,9 m ³	0,26	0,49
Mano de obra	0,20 horas-hombre	8,00	1,60
Gastos generales	100% de la mano de obra		1,60
Control químico	20% de la mano de obra		0,32
Mantenimiento	5% del costo de la planta		14,25
Impuestos y seguros	2% del costo de la planta		5,70
Amortización	6,67% del costo de la planta		19,61
Intereses	4% del costo de la planta		11,40
Total parcial			176,30
Gastos administrativos y diversos	5% del total parcial		8,81
Costo de producción			185,11
RDLI, 10%			28,50
Precio de fábrica			213,61

CUADRO 9. ESTIMACION DEL COSTO DE PRODUCCION Y DEL PRECIO DE FABRICA DE AMONIACO OBTENIDO A PARTIR DE FUEL OIL PESADO

Materia prima: fuel oil pesado (caso base)
 Capacidad: 1.000 tpd; utilización de la capacidad: 90%
 Producción anual: 300.000 toneladas
 Emplazamiento: país desarrollado
 Costo de la planta: 120 millones de dólares

Concepto	Cantidad	Precio unitario en dólares	Dólares/tonelada de NH ₃
Fuel oil	1,00 toneladas	80,00	80,00
Catalizadores y productos químicos			0,50 ^a
Suministros diversos			1,00
Energía eléctrica	Autosuficiente		—
Agua de refrigeración	352 m ³	0,01	3,52
Agua para calderas	1,6 m ³	0,26	0,42
Mano de obra	0,27 horas-hombre	8,00	2,16
Gastos generales	100% de la mano de obra		2,16
Control químico	20% de la mano de obra		0,43
Mantenimiento	5% del costo de la planta		20,00
Impuestos y seguros	2% del costo de la planta		8,00
Amortización	6,67% del costo de la planta		26,68
Intereses	4% del costo de la planta		16,00
Total parcial			160,87
Gastos administrativos y diversos	5% del total parcial		8,04
Costo de producción			168,91
RDLI, 10%			40,00
Precio de fábrica			208,91

^aNo se han previsto gastos por concepto de extracción del SO_x o del NO_x de los gases de chimenea producidos por la combustión del fuel oil en la unidad de generación de vapor/energía eléctrica

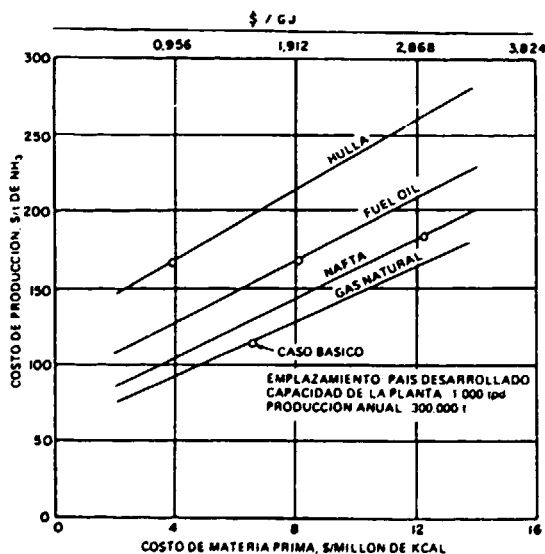
CUADRO 10. ESTIMACION DEL COSTO DE PRODUCCION Y DEL PRECIO DE FABRICA DE AMONIACO OBTENIDO A PARTIR DE HULLA

Materia prima: hulla (caso base)
 Capacidad: 1.000 tpd, utilización de la capacidad: 90%
 Producción anual: 300.000 toneladas
 Emplazamiento: país desarrollado
 Costo de la planta: 150 millones de dólares

Concepto	Cantidad	Precio unitario, en dólares	Dólares tonelada de NH ₃
Hulla	1,97 toneladas	25,00	49,25
Catalizadores y productos químicos			0,50 ^a
Suministros diversos			1,00
Energía eléctrica	Autosuficiente		—
Agua de refrigeración	308 m ³	0,01	3,08
Agua para calderas	1,9 m ³	0,26	0,49
Mano de obra	0,52	8,00	4,16
Gastos generales	100% de la mano de obra		4,16
Control químico	20% de la mano de obra		0,83
Mantenimiento	5% del costo de la planta		25,00
Impuestos y seguros	2% del costo de la planta		10,00
Amortización	6,67% del costo de la planta		33,35
Intereses	4% del costo de la planta		20,00
Total parcial			151,82
Gastos administrativos y diversos	5% del total parcial		7,59
Costo de producción			159,41
RDLI, 10%			50,00
Precio de fábrica			209,41

^aNo se han previsto gastos por concepto de extracción del SO_x o del NO_x de los gases de chimenea producidos por la combustión de la hulla en la unidad de generación de vapor/energía eléctrica.

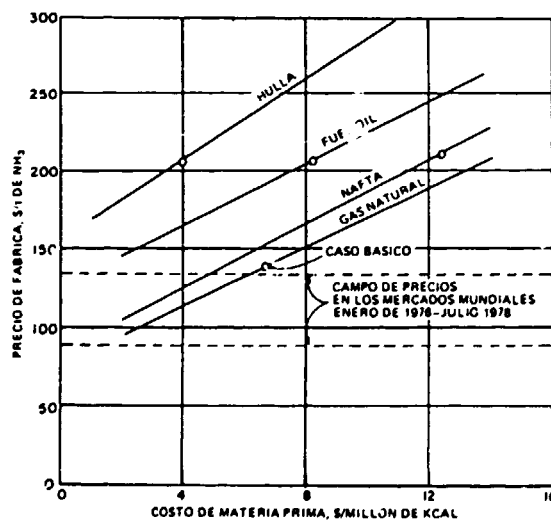
Figura 11. Influencia del precio y del tipo de materia prima en el costo de producción del amoníaco



que el costo de producción del amoníaco aumentaría en unos 44 dólares por tonelada, y el precio en fábrica en unos 69 dólares por tonelada.

Probablemente, no es realista suponer que una fábrica de amoníaco alimentada con hulla

Figura 12. Influencia del tipo y de precio de la materia prima en el precio de fábrica del amoníaco



puede explotarse con igual porcentaje de utilización de la capacidad nominal que una fábrica basada en el gas natural o en la nafta, y este factor ha de tenerse en cuenta. De todos modos, cierto es que no hay suficiente experiencia en

cuanto a la explotación de fábricas basadas en la hulla para determinar qué valor medio de utilización de la capacidad cabe esperar. Si se supone que la fábrica alimentada con hulla habría de funcionar con un índice medio de utilización de la capacidad de 10% menos que la fábrica basada en el gas (por ejemplo, un 80% frente a un 90%) la diferencia de costo de producción aumentaría en unos 9 dólares por tonelada; y la del precio de fábrica, en 13 dólares por tonelada.

A la vista de las comparaciones que preceden, no parece probable que con fábricas de amoníaco basadas en la hulla y utilizando la tecnología presente se pueda producir amoníaco al precio del mercado mundial ni a un precio parecido. Hasta ahora, las fábricas basadas en la hulla se han construido sólo en situaciones en las que ésta era la única materia prima autóctona y en las cuales las ventajas de la producción interna (seguridad, ahorro de divisas, etc.) compensaban de ese costo más alto. Quizá en lo futuro algunos países desarrollados emprendan la producción de amoníaco a partir de hulla a medida que se vayan agotando sus reservas de gas natural, sobre todo si se llega a disponer de tecnología más perfecta.

En los países en desarrollo, considerados en su conjunto, las reservas de gas natural constituyen el equivalente de 136 años de uso a la cadencia de producción actual [6]. Si bien la cadencia de producción está aumentando, también es cierto que se descubren más reservas. Además, las reservas de gas y de petróleo parecen tener una distribución más amplia que las de hulla; 70 países, entre los cuales figuran 45 en desarrollo, han declarado reservas de gas natural y de petróleo o de ambas sustancias, mientras que sólo 19 países, de los cuales 5 son en desarrollo, han declarado reservas de hulla. Parece, por lo tanto, que el gas natural será la materia prima dominante en el mundo entero durante el resto del siglo XX, probablemente hasta bien entrado el siglo XXI y quizá durante todo el siglo XXI, según el ritmo a que se produzcan los descubrimientos.

3. Economía de las plantas de amoníaco pequeñas

La evaluación de la economía de las plantas de amoníaco pequeñas (de entre 100 y 300 toneladas diarias) es difícil porque son pocas relativamente las que se han construido en estos últimos años, y porque sus ventajas dependen de condiciones específicas que no se prestan a la generalización. Entre las situaciones en las que cabe considerar la conveniencia de construir una fábrica pequeña cabe mencionar las siguientes:

1. Cuando haya un mercado local que sería difícil o costoso suministrar desde fábricas mayores y distantes.

2. Cuando el emplazamiento es tal que sería difícil transportar equipo pesado y voluminoso hasta los terrenos de la planta o sería difícil montarlo.
3. Cuando exista una cantidad limitada de materia prima a un costo favorable, como por ejemplo una pequeña bolsa de gas natural o una fuente modesta de suministro de hidrógeno subproducto.

Según estimaciones de la TVA, el costo de una planta de producción directa para la producción de 200 toneladas de amoníaco al día utilizando como materia prima gas natural en un emplazamiento de los Estados Unidos es de 18 millones de dólares [32]. Esta estimación se basa en precios de diciembre de 1974 con su escalación prevista hasta 1978. El costo por tonelada anual de amoníaco fue superior en un 61% al estimado para una planta de 1.000 toneladas diarias a igualdad de las demás circunstancias.

Recientemente se ha terminado en Columbus (Mississippi, EE.UU.) una planta con capacidad nominal de 181 toneladas diarias (200 toneladas cortas diarias). Se ha dado como costo la cifra de 16 millones de dólares [33]. Una de las ventajas del emplazamiento era que se contaba con un suministro a largo plazo de gas natural de propiedad privada. Además, se trata de un emplazamiento situado a considerable distancia de las vías acuáticas interiores o de tuberías para el transporte del amoníaco y, por lo tanto, cabe pensar que se encuentran algunas ventajas de costos en cuanto a la distribución local.

Otro ejemplo de un proyecto que entraña la utilización de una fábrica de amoníaco pequeña se encuentra en Nueva Zelanda, en el que recientemente se ha anunciado un proyecto para la producción de urea y sulfato amónico [34]. Uno de los elementos del proyecto es una planta de amoníaco para la producción de 92.000 toneladas de N al año (posiblemente, esto supone unas 340 toneladas de NH_3 diarias). Se ha indicado que el costo de la planta de amoníaco fue de 14,7 millones de dólares neozelandeses, que vienen siendo unos 15,6 millones de dólares de los EE.UU. La planta utilizará gas natural de las reservas autóctonas y servirá para atender a ciertas necesidades de fertilizantes de nitrógeno que en la actualidad Nueva Zelanda viene importando.

Suponiendo que el costo de capital de una planta para la producción de 200 toneladas diarias sea superior en un 60% por tonelada de capacidad, al de una planta para la obtención de 1.000 toneladas diarias, los costos de producción relacionados con el capital serían de unos 27 dólares más por tonelada, utilizando el método de cálculo estándar ya empleado en este capítulo. Esta diferencia de costos se compensaría más fácilmente por el costo más bajo de la materia prima, por la mayor

seguridad en cuanto a suministro de esta, y por los ahorros que se lograrían en los costos de importación o de distribución.

Ha habido numerosas propuestas para la construcción de plantas pequeñas de amoníaco o de amoníaco-urea en países en desarrollo, especialmente para países muy periféricos o para regiones remotas de países mayores. Por ejemplo, Snamprogetti ha propuesto plantas integradas de urea-amoníaco de 150 toneladas diarias (véase el capítulo IX) y ha estimado que 10 de esas plantas costarían un 46% más que una planta de 1.500 toneladas diarias [35]. Sin embargo, se ha estimado que el costo de la urea puesta en la explotación agrícola sería considerablemente menor.

La propuesta de disponer numerosas fábricas pequeñas en vez de una grande plantearía la cuestión del suministro de materia prima. No hay muchos países en que la materia prima se encuentre disponible en gran número de localidades. Sin embargo, el problema de la materia prima podría resolverse si se lograra desarrollar procesos para la producción de metano a partir de desechos

orgánicos en escala suficientemente amplia para abastecer a una pequeña fábrica de amoníaco.

Existen fábricas pequeñas de amoníaco (y urea) de diseño normalizado formadas por unidades —preensambladas y montadas sobre largueros— cuya instalación y conexión requieren relativamente poco trabajo de construcción *in situ* [36]. Así pues, el tiempo de construcción a pie de obra puede ser muy breve. Como consecuencia de esto, se ahorra en gastos por concepto de intereses sobre el capital invertido durante la construcción, y también hay menor aumento de los costos durante el periodo de construcción, al ser éste más corto. Además, este acortamiento del periodo que transcurre desde el comienzo hasta la terminación ayudaría a reducir las incertidumbres propias de toda planificación a largo plazo.

Los costos de mantenimiento de las fábricas pequeñas podrían minimizarse utilizando un diseño estándar con repuestos intercambiables de forma que las piezas de repuesto pudieran obtenerse rápidamente desde un punto central de abastecimiento.

Referencias

1. Appl, Max. 1976. "A Brief History of Ammonia Production from the Early Days to the Present", *Nitrogen*, 100:47-58.
2. Honti, G. 1976. *The Nitrogen Industry*, p. 102, Akademiai Kiado, Budapest, Hungary.
3. Young, R. D. and E. H. Brown. 1976. "History of U.S. Facilities at Muscle Shoals, Alabama, and Origins of TVA", TVA Circular Z-74, Tennessee Valley Authority, Muscle Shoals, Alabama.
4. Reidinger, R. B. 1976. "World Fertilizer Review and Prospects to 1980/81", U.S. Dept. of Agriculture, Foreign Agriculture Economic Report, No. 115, Washington, D.C.
5. "FAO Fertilizer Figures for 1976/77", 1978. *Fertilizer International*, 107:4.
6. Hignett, Travis P. 1977. "Trends in Ammonia Feedstocks", FAI/IFDC Fertilizer Seminar, Paper No. TECH 1/1, Fertiliser Association of India, New Delhi, India.
7. "Gas Production: EPA and California Utility to Recover Gas from Rubbish", 1977. *Nitrogen*, 105:37.
8. "U.S. Biomass Potential Assessed", 1978. *Chemical Engineering*, 85(9):73.
9. Wang, K. P. 1975. "The People's Republic of China", p. 48, U.S. Bureau of Mines, Washington, D.C.
10. Nobue, M. 1977. "Large Scale Ammonia Plant and New Gasification Technology", *Chemical Age of India*, 28(11A):882-886.
11. Spitz, P. H. 1977. "Petrochemicals from Coal", *Chemtech*, 7:295-300.
12. "Washington's LNG Role 'No More Deep Freeze'", 1978. *Chemical Engineering*, 85(14):70-72.
13. Buividas, L. J., J. A. Finneran and O. J. Quartulli. 1974. "Alternate Ammonia Feedstocks", *Chemical Engineering Progress*, 70(10):21-35.
14. Deane, A. A. and F. C. Brown. 1977. "Ammonia Plants—Efficiency, Reliability or Both", FAI/IFDC 1977 Seminar, Paper TECH IV/4, New Delhi, India.
15. Quartulli, O. J. "Developments in Ammonia Production Technology". Undated publication of the M. W. Kellogg Co., Houston, Texas.
16. Slack, A. V., and G. R. James, eds. 1973. *Ammonia*, Part I, p. 56. Marcel Dekker, Inc., New York, N.Y.
17. Lembeck, M. G. 1977. "Ammonia Production Based on High Pressure Gasification", *Chemical Age of India*, 28(11A):924-927.
18. Supp, E. 1977. "Combined Production of Methanol and Ammonia from Heavy Residual Oil", *Nitrogen*, 109:36-40.
19. Butzert, H. E. 1977. "Operation Experience in the Large Size Single Stream Ammonia Plant of VEBA-Chemie", FAI/IFDC Fertilizer Seminar, Paper No. TECH IV/6, New Delhi, India.
20. Banquy, D. L. 1970. "Economic Comparison Between Steam Reforming and Partial Oxidation for Ammonia Production", *Proceedings of the Fertiliser Society*, (London) No. 117, p. 82-90.

21. *Rural Small-Scale Industry in the People's Republic of China*. 1977. Chapter VI. American Rural Small-Scale Industry Delegation, University of California Press, Berkeley and Los Angeles, California.
22. Staeger, H. 1977. "Gasification of Coal by the Koppers-Totzek Process for the Production of Ammonia". *Chemical Age of India*, 28(11A): 903-910.
23. Waitzman, D. A. 1977. "Recent Technological Developments in Nitrogenous Fertiliser Production—Ammonia from Coal Projects", FAI/IFDC Fertilizer Seminar, Paper No. TECH II/1, New Delhi, India.
24. Netzer, D. and J. Moe. 1977. "Ammonia from Coal", *Chemical Engineering*, 84(23):129-132.
25. Sharma, N. C. 1977. "The Modern Route for Ammonia Plants Based on Coal", *Chemical Age of India*, 28(11A):918-923.
26. Brown, F. 1977. "Using Coal to Replace Hydrogen Feedstock in Existing Ammonia Plant", *Chemical Age of India*, 28(11A):911-917.
27. Mrochek, J. E. 1973. "Electrolysis", in *Ammonia*, Part I, A. V. Slack and G. R. James, eds., p. 369-401, Marcel Dekker, New York, New York.
28. Grundt, T. 1977. "Water Electrolysis and its Possibilities as Basis for Fertilizer Production". Paper presented at seminar on Development of Small Scale Hydroelectric Power and Fertilizer in Nepal, Pokhara, Nepal.
29. ONUDI. 1967. *Manual de Fertilizantes*. Viena (Austria).
30. Nichols, D. E., P. C. Williamson, and D. R. Waggoner. 1978. "Assessment of Alternatives to Present-Day Technologies with Emphasis on Coal Gasification". Paper presented at Sleenbock-Kettering International Symposium on Nitrogen Fixation, Madison, Wisconsin.
31. Nichols, D. E. and G. M. Blouin. 1977. "Economic Considerations of Chemical Nitrogen Fixation". Paper presented at annual American Chemical Society Meeting, Chicago, Illinois.
32. Shields, J. T., O. W. Livingston, E. A. Harre and T. P. Hignett. 1975. *An Appraisal of the Fertilizer Market and Trends in Asia*, TVA Bulletin Y-95, Tennessee Valley Authority, Muscle Shoals, Alabama.
33. "New Ammonia Producer". 1978. *Fertilizer International*, 104:13.
34. "Kiwi Project Gets Off the Ground". 1978. *Fertilizer International*, 111:36.
35. Cima, F., P. Casarin and A. Viglietto. 1977. "Small Scale Urea Plants at Farmers' Site with Snamprogetti Integrated Process", *Chemical Age of India*, 28(11A):953-965.
36. "Realizing the Potential of the Small Ammonia Plant". 1976. *Nitrogen*, 100:77-79.

VII. Transporte y almacenamiento del amoniaco

A. Introducción

Gran parte de la producción mundial de amoniaco se envía desde las fábricas en que se produce a otros lugares para su ulterior elaboración y transformación en fertilizantes, para su uso directo como fertilizante o para su uso como materia prima para productos de otro tipo. De la magnitud de las actividades de transporte marítimo y del amoniaco da cierta idea un reciente informe de la Asociación Internacional del Transporte Marítimo en el que se da una lista de 153 terminales marítimas de amoniaco situadas en el mundo entero, incluyendo 18 en construcción en la fecha de publicación del informe (15 de julio de 1977). La capacidad global de almacenamiento de estos 153 terminales era de 2.734.000 toneladas, y las capacidades individuales iban desde terminales para unos cuantos cientos de toneladas hasta algunos capaces de almacenar 121.000 toneladas [1]. La lista no comprendía los terminales de tierra adentro, a los que sólo se logra acceso mediante barcazas que recorren vías acuáticas interiores, mediante tuberías de gran longitud o por ferrocarril. El volumen total del comercio mundial en amoniaco anhidro en 1976 ascendió —circunscribiéndonos al comercio realizado entre países— a unas 3.050.000 toneladas, y aumentó a 4.033.000 toneladas en 1977 [2]. En 1976, el principal país exportador de amoniaco fue los Países Bajos, con unas 569.000 toneladas. Otros países que exportaron más de 100.000 toneladas en 1976 fueron Austria, Bélgica, Francia, la URSS, Hungría, los Estados Unidos, el Canadá, Trinidad, Venezuela y Kuwait.

En otro informe de dicha Asociación, fechado en julio de 1978, se da una lista de 192 embarcaciones adecuadas para el transporte de amoniaco anhidro, entre las que figuran 33 con más de 10.000 toneladas de capacidad, y que llegan a capacidades de hasta 46.500 toneladas [3]. Estos barcos transportan también otros gases licuados, especialmente gases de petróleo licuados (GPL). En general, el equipo que es adecuado para transportar GPL lo es también para transportar amoniaco anhidro. Con frecuencia estas instalaciones y elementos (camiones, vagones-cisterna, barcazas y embarcaciones) se usan indistintamente para el transporte de los dos materiales.

El amoniaco se transporta, casi invariablemente, en estado líquido; por consiguiente, tiene

que encontrarse comprimido, refrigerado o en alguna combinación de estas dos situaciones. Los tanques para el almacenamiento del amoniaco se pueden clasificar como totalmente refrigerados, semirrefrigerados, o a presión, y la misma clasificación puede aplicarse al material de transporte. Los tanques de almacenamiento plenamente refrigerados están equipados para mantener una temperatura de unos -33°C , a la cual la presión de vapor del amoniaco es la presión atmosférica (véase la figura 11 del capítulo X). En los tanques de almacenamiento semirrefrigerados, el amoniaco se mantiene a una temperatura moderadamente baja, como 0° - 5°C , a la cual la presión efectiva es sólo de entre 3 y 4 atm. Esto permite utilizar tanques de un acero mucho más ligero que si no se controlase la temperatura. Los tanques de almacenamiento a presión no refrigerados suelen proyectarse para presiones de hasta 18 atm, lo cual es normalmente suficiente para cualquier temperatura ambiente que se pueda encontrar en la mayoría de los climas.

La metalurgia del acero utilizado para los tanques de almacenamiento, los buques de transporte y las tuberías es importante, pero demasiado compleja para explicarla aquí con detalle. Ahora bien, hay dos puntos que merecen señalarse de todos modos. Cada tipo de acero tiene una temperatura de transición peculiar, por debajo de la cual está expuesto a la fractura frágil. La fractura frágil se inicia en una entalla, por lo general cerca de una soldadura que haya provocado tensión. Una vez iniciada, la fractura puede extenderse rápidamente. Por lo tanto, es importante que un buque o una tubería no se haga funcionar a una temperatura que esté por debajo de la temperatura de transición del acero a no ser que éste, después de la construcción, se haya sometido al proceso de alivio de tensiones. El alivio de tensiones es costoso y, a veces, poco práctico. Por esta razón, las embarcaciones y tuberías de presión no deben recibir amoniaco refrigerado; el amoniaco debe calentarse hasta que alcance una temperatura superior a la temperatura de transición del acero utilizado en el recipiente.

Otro problema son las grietas de corrosión de los recipientes a presión, grietas que pueden producirse en todo un amplio campo de temperaturas y presiones. La causa de las grietas de corrosión con tensión no se comprenden muy bien, pero se sabe que es mucho menos probable

que se produzcan estas grietas si el amoníaco contiene una pequeña cantidad de agua. Por esta razón, hay que añadir por lo menos un 0.2% de agua si el amoníaco ha de transportarse en recipientes a presión.

El almacenamiento y transporte de amoníaco a nivel de detalle se describirán en el capítulo X. El presente capítulo trata principalmente del transporte y almacenamiento en gran escala.

B. Almacenamiento del amoníaco

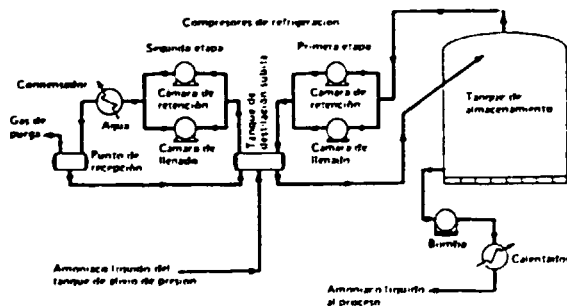
El almacenamiento a presión, incluido el almacenamiento semirrefrigerado, es económico para cantidades de hasta 2.000 toneladas; en la porción superior de este campo se pueden utilizar tanques de almacenamiento semirrefrigerados esféricos, mientras que en la porción inferior del campo se utilizan tanques cilíndricos horizontales con extremos semiesféricos.

Incluso en los casos en que todo el amoníaco se utiliza en el emplazamiento de la fábrica en que se produce, es corriente disponer instalaciones para tener almacenada la producción de por lo menos 15 días, a fin de que las interrupciones que puedan producirse en el funcionamiento de las últimas fases de la cadena de producción no obliguen a interrumpir el funcionamiento de la planta de amoníaco. Por ejemplo, en un complejo amoníaco-urea, si hay que cerrar la planta de urea para efectuar reparaciones, la planta de amoníaco puede continuar funcionando, y el amoníaco se va almacenando. Cuando la planta de urea reanuda sus operaciones, puede utilizar el producto corriente de la planta de amoníaco más un pequeño porcentaje adicional de almacén, siempre que la planta de urea cuente con la capacidad suficiente. Por esta razón, es corriente que la planta de urea de un complejo amoníaco-urea se proyecte con un 5 o 10% más de capacidad de la que sería necesaria para utilizar únicamente la producción diaria de la planta de amoníaco.

La figura 1 es un diagrama simplificado de unas instalaciones de almacenamiento de amoníaco refrigerado. En este caso, el amoníaco líquido a presión se recibe del circuito de síntesis de la planta de amoníaco (véase el capítulo VI). Al reducirse la presión en el tanque de evaporación instantánea hasta llegar casi a la presión atmosférica, parte del amoníaco se evapora; el calor negativo de evaporación reduce la temperatura del líquido restante hasta una temperatura de -33°C , a la cual pasa al tanque de almacenamiento. El vapor de amoníaco se licua por compresión y enfriamiento con agua y se hace pasar de nuevo al tanque de evaporación instantánea. El amoníaco recibido de la planta de

amoníaco contiene pequeñas cantidades de gases en disolución: H_2 , N_2 , Ar y CH_4 ; estos gases no se condensan, y hay que eliminarlos del circuito del compresor de segunda etapa. Cuando no se está llenando el tanque de almacenamiento, una cantidad relativamente pequeña de amoníaco se evapora al pasar calor al tanque por el sistema de aislamiento. Este calor se elimina mediante evaporación de amoníaco, y la cantidad relativamente pequeña de vapor de amoníaco se comprime con un compresor pequeño, se licua mediante refrigeración con agua y se hace pasar de nuevo al tanque de almacenamiento. Cuando el tanque se está llenando, se forma una cantidad de vapor de amoníaco mayor, lo cual requiere el empleo de un compresor de mayores dimensiones. El amoníaco líquido retirado del tanque para pasar al proceso o al embarque puede también, si se quiere, calentarse. Si se carga en un medio de transporte refrigerado (buque o barcaza), el amoníaco se hace pasar por bombeo mediante unas tuberías aisladas a la temperatura de almacenamiento. Cuando las últimas etapas del proceso requieren que el amoníaco sea calentado o vaporizado, esto puede hacerse recirculando agua caliente procedente del sistema de agua de refrigeración.

Figura 1. Diagrama simplificado de una instalación de almacenamiento de amoníaco refrigerado



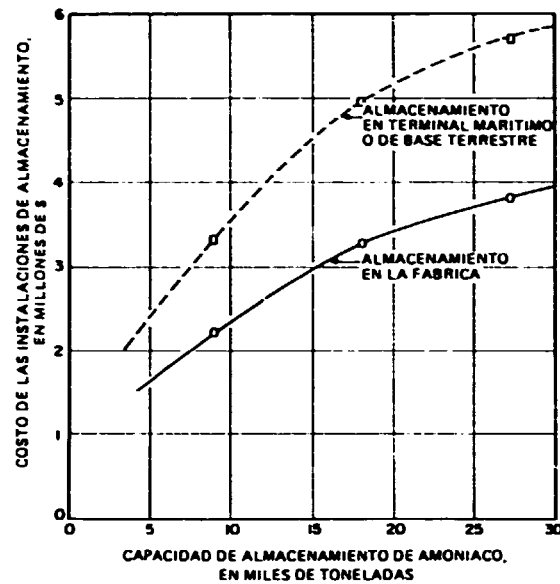
Los tanques para almacenamiento de amoníaco refrigerado son de dos tipos. Uno de ellos es el de doble pared, en los que el espacio anular entre las dos paredes se llena con un material aislante de perlita suelta y se mantiene a una presión ligeramente superior a la atmosférica con aire seco, nitrógeno, o gas inerte. El otro tipo de tanque es el de pared sencilla, aislada por el exterior con espuma de vidrio, espuma de estireno, espuma de poliisocianurato o espuma de poliuretano. Aunque el costo de inversión para el tanque de pared doble es mayor que para el de pared sencilla, los gastos de mantenimiento suelen ser más bajos.

Los tanques para almacenamiento semirrefrigerado también están bien aislados; el amoníaco

se mantiene a la temperatura deseada —normalmente entre 0 y 5°C— dejándolo evaporar a una presión controlada. El vapor se comprime y se licua mediante refrigeración con agua y el líquido pasa de nuevo al tanque. Así pues, el principio del sistema es similar al del almacenamiento plenamente refrigerado, pero el sistema de refrigeración es mucho menos complicado y resulta relativamente barato.

En principio, los terminales para el embarque o la recepción de amoníaco líquido son similares a las instalaciones de almacenamiento de la fábrica, si bien puede haber diferencias importantes. Como es natural, un terminal destinado a recibir o descargar expediciones en buques de alto porte o en barcazas tiene que estar emplazado en un lugar accesible a tales embarcaciones. Los puertos adecuados para recibir grandes barcos no abundan, y los terrenos adyacentes a esos puertos en que cabría disponer terminales pueden ser escasos y costosos. En algunos lugares, los trabajos de mejora de puertos, construcción del muelle y preparación del terreno para un terminal pueden entrañar gastos considerables. Para minimizar las estadias en puerto, los barcos deben cargarse y descargarse rápidamente con un mínimo de vaporización del amoníaco refrigerado. Por lo tanto, se necesitan bombas potentes y tuberías grandes y bien aisladas. Si la planta de amoníaco no está contigua al puerto, el transporte del amoníaco al puerto puede ocasionar grandes gastos. Por ejemplo, una tubería criogénica de 25 cm de diámetro para el transporte de amoníaco de un buque a un terminal o viceversa puede costar hasta \$650/m. Puede ser necesario disponer de capacidad suplementaria de refrigeración para refrigerar el amoníaco conforme se recibe. Si el amoníaco se recibe en un terminal para utilizarlo en la fabricación de un producto fertilizante como el nitrato amónico o el fosfato diamónico, la planta dedicada a esa fabricación debe estar lo más cerca posible del terminal para minimizar los costos de transporte desde el terminal hasta la planta. Por las razones mencionadas, los gastos de inversión y de explotación de un terminal de amoníaco variarán mucho y suelen ser mayores que los de una instalación de almacenamiento de la fábrica. En la figura 2 se presentan los costos de capital estimados para instalaciones de almacenamiento refrigeradas. El costo del almacenamiento en la fábrica comprende sólo el del tanque de almacenamiento, sus cimientos, y el del equipo de refrigeración requerido para el almacenamiento y uso en fábrica normales. Los terminales marítimos o los de base terrestre destinados a recibir o distribuir amoníaco costarán probablemente un 50% más que el almacenamiento en fábrica, sobre todo si están a cierta distancia de la planta de fabricación.

Figura 2. Estimación de los costos de capital de instalaciones para el almacenamiento de amoníaco refrigerado



Los gastos de explotación de una instalación de almacenamiento consisten principalmente en gastos fijos. Suponiendo que un terminal marítimo con capacidad para 30.000 toneladas cueste 6 millones de dólares, los gastos anuales de explotación pueden estimarse, con grosera aproximación, en la forma siguiente:

	Costo anual, \$
Amortización, 6.67% (15 años)	400 000
Mantenimiento, 5%	300 000
Impuestos y seguros, 2%	120 000
Servicios	80 000
Mano de obra y gastos generales	60 000
Costo anual total	960 000
Costo por tonelada de capacidad	32

Si una instalación de este porte recibiera 100.000 tpa, el costo por tonelada sería de 9,60 dólares. Cálculos similares indican que el costo anual de explotación de terminales de 10.000 y 20.000 toneladas de capacidad serían aproximadamente de 55 y de 41,50 dólares por tonelada de capacidad, respectivamente.

El tamaño de un terminal marítimo depende principalmente de la capacidad de los buques para los que se espera ha de prestar servicios, y debe ser superior en un 25-50% a la capacidad del buque más grande, para dar así margen en caso de retrasos en la organización de las expediciones o de retrasos debidos a tormentas, huelgas, etc. A continuación se dan los costos estimados de terminales para la recepción de 100.000 tpa según la capacidad del terminal.

**COSTOS DE TERMINAL PARA LA RECEPCIÓN DE
100 000 TONELADAS DE AMONÍACO POR AÑO**

Capacidad del terminal	Costo anual del terminal \$ t de capacidad	Tamaño de las expediciones en toneladas ^a	Número de expediciones al año	Costo unitario \$ t de NH
10 000	55 000	7 500	13,3	5,50
20 000	41,50	15 000	6,7	8,30
30 000	32,00	22 500	4,4	9,60

^aSe supone que la magnitud de la expedición es el 75% de la capacidad del terminal

Así pues, el costo del terminal para cualquier volumen anual de operaciones disminuye con el tamaño del terminal. Ahora bien, una menor capacidad del terminal requiere mayor número de expediciones en barcos más pequeños, lo cual puede elevar los costos de expedición marítima, según se discute más adelante. Por consiguiente, la determinación del costo mínimo de la importación de amoníaco involucra un equilibrio entre los costos de flete y los costos de terminal. En el ejemplo dado más arriba se supuso que la magnitud de las expediciones no estaría limitada por factores tales como la profundidad del puerto, el espacio en muelles, etc. Si hay que hacer obras de mejora del puerto o de construcción de muelles, hay que tener también en cuenta el costo de tales instalaciones.

C. Transporte del amoníaco

1. Transporte marítimo

Para el transporte marítimo del amoníaco suelen utilizarse embarcaciones dotadas de bodegas o de tanques bien aislados que puedan contener amoníaco líquido a una presión ligeramente superior a la atmosférica y a la correspondiente temperatura, cercana a los -33°C . Las instalaciones de refrigeración que llevan los buques son similares, en principio, a las de las cámaras

frigoríficas de almacenamiento. Los buques llevan también bombas de la capacidad suficiente para descargar con rapidez.

El costo del transporte marítimo depende de gran número de factores: costo de las embarcaciones o de su flete, distancia, velocidad del buque, costos de combustible, costos de la tripulación, derechos portuarios y duración de la estadia en el puerto, número de puertos de destino, y situación de la oferta y la demanda de espacio en buques de transporte. Este último factor es importante y origina muy amplias fluctuaciones del costo de los fletes. En el año o dos años más recientes, las disponibilidades de espacio en los buques han superado la demanda y, por lo tanto, los precios de los fletes han sido bajos. En cambio, durante 1974-75, la demanda excedía a la oferta y los fletes estaban caros.

La siguiente tabla, tomada de un informe de la Asociación Internacional del Transporte Marítimo, indica el número de embarcaciones adecuadas para el transporte de amoníaco anhidro o de otros gases licuados similares a temperaturas de entre -34°C y -48°C [3].

**EMBARCACIONES PARA EL TRANSPORTE
DE GAS LÍQUIDO**

Capacidad, en toneladas	Número de embarcaciones
De 30 000 a 46 500	9
De 20 000 a 30 000	4
De 10 000 a 20 000	18
De 5 000 a 10 000	28
De 2 000 a 5 000	33
Menos de 2 000	100
Total	192

Los envíos transatlánticos de amoníaco suelen hacerse en barcos fletados; los barcos pueden fletarse para un solo viaje, para varios, o por un periodo determinado. Se indican a continuación algunos precios de fletes para viajes únicos que han regido durante 1977 y 1978.

COSTOS DE FLETE DEL AMONÍACO (VIAJE ÚNICO)^a

Origen	Destino	Tonelaje	Flete \$ t
Golfo Pérsico	Europa septentrional	30 000	23,30
Golfo Pérsico	Europa septentrional	15 000	35-40
Golfo Pérsico	Europa mediterránea	15 000	25-30
Golfo de México (E.E.UU.)	Colombia	8 000	22,50
Golfo de México (E.E.UU.)	Santos (Brasil)	12 000	27
Golfo de México (E.E.UU.)	Río Grande (Brasil)	8 000	23
Golfo de México (E.E.UU.)	España	5 000	25
Golfo de México (E.E.UU.)	Europa septentrional	10 000	24
Golfo de México (E.E.UU.)	Italia	8 000-9 000	27,50-29,50
Kenai (Alaska)	Reino Unido	14 500	38
Australia	Brasil	10 000	40
Europa occidental	Estados Unidos	15 000	19,50
Holanda	Finlandia	7 000	18
Báltico (Unión Soviética)	Estados Unidos	8 000	31

^aTomado de diversos números de *Fertilizer International, Nitrogen y Green Markets*

A continuación se transmite información recibida de una empresa de corredores de fletes, correspondiente a septiembre de 1978, con las tarifas aproximadas para contratación inmediata de expediciones transatlánticas de amoníaco anhidro:

COSTOS APROXIMADOS DE FLETE PARA LOTES DE AMONIACO ANHIDRO DE 15.000 TONELADAS*

Origen	Destino	Flete, \$ t
Golfo Pérsico	Turquia	28-30
	Estados Unidos	47
	Brasil	44
	India (costa oriental)	22
Golfo de México (E.E.U.U.)	Brasil	28
	Reino Unido	24-25
	México	10-11
Holanda	Estados Unidos (costa oriental)	18-19
Rusia (Báltico o Mar Negro)	Estados Unidos	35

*Los costos de flete para lotes de 30.000 toneladas son de un 25% menos, aproximadamente; para lotes de entre 8.000 y 10.000 toneladas, son de un 15% más, aproximadamente.

Cuando hay planes concretos de transportar grandes cantidades de amoníaco anhidro, la concertación de contratos de fletes a largo plazo puede traducirse en una reducción de los costos de los fletes. Los costos de fletes que damos a continuación se consideran típicos de la situación actual (1978) para contratos destinados a ajustar el envío de amoníaco anhidro en grandes cantidades (la referencia a "grandes cantidades" no significa necesariamente que sea grande la cantidad destinada concretamente a un punto determinado).

COSTOS DE FLETE PARA ENVÍOS EN GRAN VOLUMEN (NO SE ESPECIFICA EL TAMAÑO DEL BUQUE)

Origen	Destino	Flete, \$ t
Golfo Pérsico	Turquia	22,50
	Estados Unidos	30
	Brasil	30
	India (costa occidental)	10
	India (costa oriental)	15
Golfo de México (E.E.U.U.)	Brasil	17,50
	México	12,50
	Marruecos	20
	Reino Unido	22,50
Holanda	Estados Unidos	25
Trinidad	Estados Unidos	10-15
	Reino Unido	20
Reino Unido	Estados Unidos	25
	Argelia	22,50
	España (norte)	15
	España (sur)	20

Como ya se ha mencionado, en la actualidad el mercado de fletes está deprimido por un exceso de elementos de transporte disponibles, pero los envíos transoceánicos de amoníaco van aumentando y es posible que continúen en expansión, ya que se espera que en breve empiecen a funcionar varias fábricas que producen principalmente para la exportación. Están aumentando las exportaciones de Rusia y se habla de planes para aumentar las exportaciones aún más hasta 1.5 millones de tpa a partir de terminales situados en el Mar Negro (Odessa) y en el Báltico (Ventspils) [4]. México espera tener 350.000 tpa de amoníaco excedente disponible para la exportación, y las expansiones previstas en Trinidad, Libia y el Golfo Pérsico contribuirán a aumentar las disponibilidades de amoníaco para exportación. Si todos estos planes cuajan y pueden encontrarse mercados para el amoníaco, quizá el espacio de embarcación disponible no sea igual a la demanda, con lo que pueden subir los costos de los fletes.

Hay que recalcar que el costo total del envío y la recepción de amoníaco incluye no sólo el flete sino también el costo de las operaciones de carga y recepción y el de la disposición de terminales de almacenamiento, como ya hemos visto. Además, el costo total puede incluir el transporte hasta el terminal. Por ejemplo, los terminales soviéticos de Ventspils y Odessa se abastecen, por tuberías, desde plantas de amoníaco situadas a varios cientos de kilómetros tierra adentro.

2. Transporte en barcazas

El transporte de amoníaco anhidro en barcazas resulta económico para los países o las regiones que cuentan con vías acuáticas interiores o costaneras, y se utiliza mucho en Europa y los Estados Unidos. En Europa, donde las vías acuáticas interiores son a menudo estrechas o someras, no es raro encontrar barcazas autopropulsadas. Su capacidad puede oscilar entre 500 y 3.000 toneladas. La mayoría de las barcazas de mayor tamaño están totalmente refrigeradas; y las más pequeñas, semirrefrigeradas. Para la mayoría de los canales y ríos interiores, resultan adecuadas las barcazas de unas 1.000 toneladas de capacidad; para navegación costanera pueden resultar útiles las barcazas mayores, autopropulsadas.

En los Estados Unidos, se suelen utilizar barcazas remolcadas, y varias de ellas se disponen juntas, enlazadas mediante cables de remolque, y son transportadas por un solo remolcador. Se pueden formar flotillas de 6-12 barcazas o más, según el ancho de la vía acuática. Las barcazas utilizadas para el transporte de amoníaco anhidro suelen estar plenamente refrigeradas y tener capacidades de entre 1.500 y 2.500 toneladas; las barcazas de menor capacidad se utilizan principal-

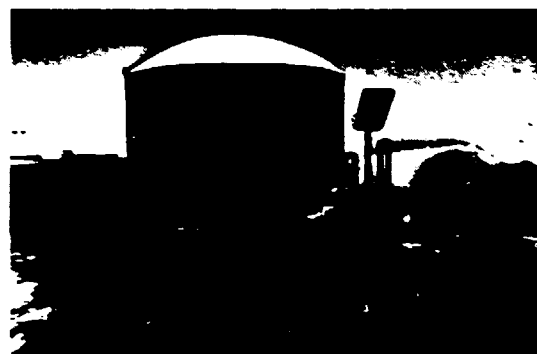
mente en aquellos lugares en que la anchura o la profundidad de la vía acuática no permita el empleo de barcazas mayores. La mayor parte del movimiento de amoniaco anhidro en barcazas se realiza en el río Mississippi y en varias vías acuáticas costaneras adyacentes al Golfo de México. En el río hay varios terminales de gran magnitud. La figura 3 representa un terminal en Pine Bend (Minnesota) en el alto Mississippi, con una flotilla de 8 barcazas, cargadas de amoniaco anhidro, llegando al terminal. Todo a lo largo del río y de sus afluentes hay terminales similares escalonados en diversos puntos. Un terminal típico puede tener una capacidad de almacenamiento de 60.000 toneladas cortas de amoniaco, distribuida en dos tanques de 30.000 toneladas cada uno. Como el río se hiela durante el invierno, los terminales que se sirven con barcazas han de quedar completamente llenos a finales de otoño.

Figura 3. Terminal para almacenamiento de amoniaco en Pine Bend (Minnesota, E.E.U.U.)



Desde el terminal, el amoniaco se transporta luego en camión o por ferrocarril hasta los puntos de venta al por menor, que se describen en el capítulo X, situados por lo general a distancias no superiores a 150 km. La figura 4 representa un camión que llega a un terminal para ser cargado. El amoniaco del terminal se puede utilizar también para la obtención de fertilizantes compuestos, sólidos o líquidos, soluciones de nitrógeno,

Figura 4. Camión cargando en un terminal de amoniaco



etc. Algunas de las mayores fábricas de fertilizantes compuestos reciben al amoniaco en barcazas y cuentan con terminales propios.

Se dan a continuación algunos precios de fletes de barcazas, correspondientes a Donaldsonville, Louisiana (cerca de Nueva Orleans) tomados de la referencia [5]:

Destino	Distancia estimada km ²	Costo del flete	
		\$ tonelada corta	\$ t
Peoria (Illinois, E.E.U.U.)	1 135	7,60	8,38
Minneapolis (Minnesota, E.E.U.U.)	1 700	6,75	7,44
Omaha (Nebraska, E.E.U.U.)	1 517	18,80	20,72
Sioux City (Iowa, E.E.U.U.)	1 600	25,00	27,55

²Distancias estimadas, en línea recta, para el transporte fluvial, la distancia puede ser como un 50% más que la distancia en línea recta.

Las tarifas de fletes indicadas reflejan diferencias que corresponden más a la dificultad de acceso que a la distancia. Peoria está situada en el río Illinois, que es más estrecho que el Mississippi, y por lo tanto se pueden utilizar menos barcazas por flotilla que cuando el transporte se hace hacia Minneapolis. En cuanto a Omaha y Sioux City, como están situadas en el río Missouri, que no es muy profundo, hay que usar barcazas pequeñas; para el transporte a estos puntos se utilizan con más frecuencia medios de transporte distintos.

Aunque algunas barcazas son propiedad de las compañías remolcadoras, la mayor parte de ellas son propiedad de los grandes productores de amoniaco o compañías de productos petroquímicos o bien están arrendadas a éstos mediante contratos a muy largo plazo. Por consiguiente, la información sobre costos es escasa, y no se puede confiar en la disponibilidad a plazo corto del transporte por barcaza. Con todo, puede haber ocasiones en que las tarifas sean favorables por tratarse de barcazas que, de otro modo, no estarían ocupadas. Hay transportistas que poseen tanto las barcazas como los remolcadores. Otros pueden utilizar las barcazas y contratar el remol-

que, y hay también otras diversas posibilidades. Para lograr un transporte económico por barcazas hay que tener un programa bien planeado, ya que la economía de la operación depende de que el equipo se utilice plenamente. Cuando las vías acuáticas sólo son navegables parte del año, como ocurre en la parte septentrional de los Estados Unidos, el transporte por barcazas puede resultar desventajoso, a no ser que se tenga pensada alguna manera de utilizar las barcazas en otras zonas durante el invierno. El uso del transporte por barcazas parece ir decreciendo; en 1968 había unas 85 barcazas disponibles para el transporte de amoníaco en los Estados Unidos, 66 de las cuales se habían proyectado para amoníaco exclusivamente. En la actualidad hay unas 40; la mayor parte de ellas son propiedad de empresas productoras de amoníaco. En cambio, ha aumentado el transporte por tubería.

3. Transporte por tubería

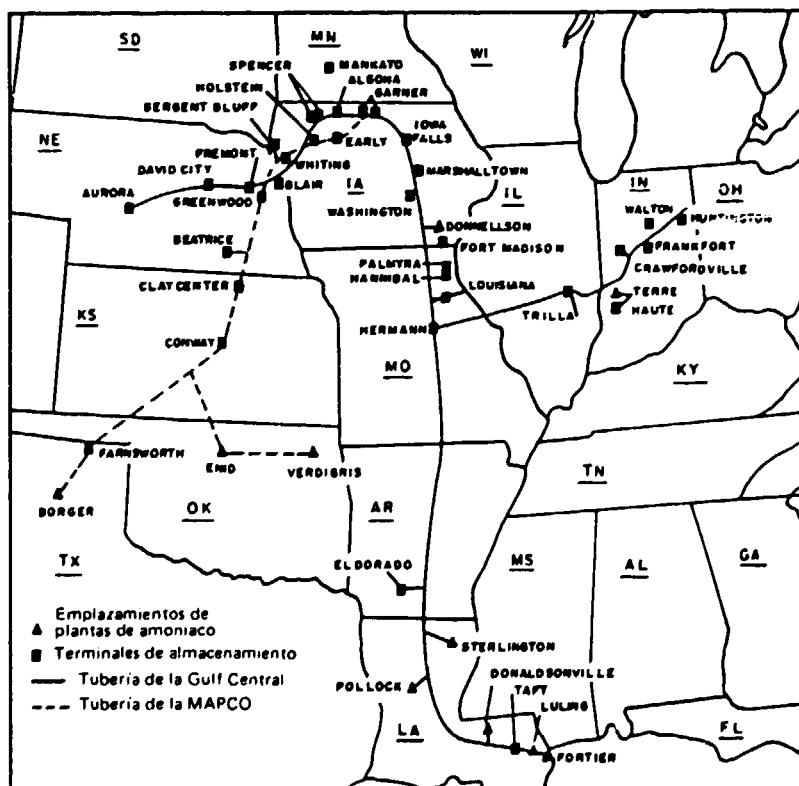
El transporte de amoníaco anhidro por tubería es a veces económicamente atractivo. Ejemplos de transporte de este tipo a largas distancias se encuentran en México, la URSS, y los Estados Unidos. Las tuberías pueden utilizarse para transportar el amoníaco desde las fábricas hasta los ter-

minales marítimos de expedición, hasta las fábricas de fertilizantes terminados o hasta las zonas en que tenga mercado como producto de aplicación directa. El transporte por tubería puede utilizarse para combinar estos fines.

Desde hace unos 30 años o más se vienen utilizando tuberías relativamente cortas, de hasta 50 km, para transporte de amoníaco. Por ejemplo, en Sterlington (Louisiana, EE.UU.), se utilizaba en los años 50 una tubería de 6.4 km de largo y 7.6 cm de diámetro para transportar amoníaco desde una fábrica de amoníaco hasta una planta de nitrato amónico. Asimismo, en los años 60 había en Portugal una tubería de 10 cm de diámetro y 17 km de largo que unía una planta de amoníaco con una fábrica de fertilizantes. En Carling (Francia), se utiliza una tubería de 50 km para transportar amoníaco desde una fábrica de amoníaco hasta una fábrica de urea situada en Besch (Alemania); una tubería paralela suministra dióxido de carbono. En México, una tubería de unos 240 km de largo cruza el país desde el Golfo de México hasta el Pacífico. Una de las primeras tuberías europeas se construyó en Checoslovaquia, entre Most y Lovosice.

El transporte por tuberías de este tipo está muy desarrollado en los Estados Unidos, donde funcionan dos de gran importancia cuyo emplazamiento se indica en la figura 5. La tubería de la

Figura 5. Tuberías para el transporte de amoníaco en los Estados Unidos



Gulf Central se extiende desde la zona meridional de Louisiana y continúa hacia el norte pasando por Arkansas y Missouri hasta llegar a la parte septentrional de Iowa desviándose luego hacia el oeste y pasando a Nebraska, lo que supone en total unos 2.100 km. Hay una rama que a partir de Missouri se extiende por Illinois hasta alcanzar el nordeste de Indiana, a una distancia de unos 650 km. Diversos tramos de la tubería tienen diámetros de 10, 8 y 6 pulgadas (25, 20 y 15 cm). Se ha indicado que el costo de esta tubería, que se terminó en 1969, fue de 70 millones de dólares. Se indican como puntos de inyección las plantas de siete fábricas de amoníaco, cinco de las cuales se encuentran en Louisiana, una en Iowa y una en Indiana. Hay 37 terminales en 28 localidades distintas, incluyendo instalaciones de almacenamiento en las plantas de producción de amoníaco. La capacidad total de almacenamiento vinculada a la tubería es de 1.500.000 toneladas, con un promedio de unas 40.000 toneladas por terminal. Además, la tubería misma contiene unas 70.000 toneladas. Parte de los terminales pueden abastecerse también con barcazas o buques ordinarios desde el río Mississippi. Se puede transportar amoníaco de un terminal a otro de forma que el amoníaco que se recibe de barcazas o buques ordinarios en algunos terminales puede transmitirse a la tubería para continuar su transporte. Algunos de los terminales de recepción son propiedad de productores de amoníaco o de compañías que compran amoníaco, mientras que otros son propiedad de la Gulf Central Storage and Terminal Company.

El sistema de tuberías de la Mid-America Pipeline System (MAPCO) recibe el amoníaco de un productor de Texas y de dos de Oklahoma. Pasa por Kansas y Nebraska hasta la parte septentrional de Iowa. La línea que va desde Borger (Texas) a Garner (Iowa) se construyó originalmente en 1969 a un costo que se ha indicado ser de 12 millones de dólares. Gran parte de la tubería se dispuso en sentido paralelo a otras tuberías de la MAPCO que transportan GPL y productos refinados de petróleo; de esta forma, el gasto de adquisición de derechos de paso quedó reducido al mínimo. El diámetro de la tubería es de 25 y de 20 cm en diferentes tramos, y la longitud es de unos 1.160 km. Las ramas que enlazan las dos fábricas de Oklahoma se añadieron después, y aún más recientemente se ha hecho una ampliación a partir de Garner (Iowa) hasta Mankato (Minnesota). La longitud total, incluidas todas las ramas, es de 1.628 km. El sistema vincula 15 terminales de almacenamiento, con una capacidad total de unas 300.000 toneladas. El terminal de Garner (Iowa) es abastecido por los dos sistemas de tuberías, el de la MAPCO y el de la Gulf Central; el amoníaco recibido por una tubería puede continuar transportándose por la

otra. Además de los terminales de almacenamiento, hay diversas estaciones para carga de camiones a lo largo de las líneas de tuberías, en las cuales se pueden cargar los camiones que transportan el amoníaco a las instalaciones de almacenamiento de los distribuidores al por menor o a las fábricas de fertilizantes líquidos. También existe por lo menos una estación para la carga de vagones de ferrocarril directamente a partir de las tuberías de transporte, y muchos de los terminales de almacenamiento están dotados de instalaciones para la carga no sólo de camiones sino también de vagones de ferrocarril.

La capacidad inicial de la tubería de la Gulf Central era de 3.000 tpd; y la de la MAPCO, de 1.300 tpd. Ambas capacidades se han aumentado con la adición de estaciones de bombeo; la capacidad actual es probablemente el doble de la inicial, o más. Lee y Inkofer estiman que la capacidad de tuberías de 25 y de 20 cm, con estaciones de bombeo situadas a intervalos de 64 km, es de 3,0 y 1,7 millones de tpa, respectivamente, lo que supone una media de 8.220 y 4.660 tpd [6]. La cuantía de la inversión se ha calculado en unos \$44.000 y \$28.000/km, respectivamente, para los dos tamaños, utilizando los costos de 1969, que es el año en que se construyeron las tuberías. La presión de funcionamiento máxima de una de esas tuberías depende de su diámetro y del espesor de las paredes; una presión típica puede ser del orden de 100 kg/cm². Para más detalles sobre la construcción y el funcionamiento de tuberías de este tipo véase la referencia [6].

Parte del amoníaco es utilizado por los fabricantes de nitrato amónico, de soluciones de nitrógeno y de fertilizantes compuestos (sólidos o líquidos). Algunos fabricantes más importantes tienen su propio terminal de almacenamiento; los fabricantes o distribuidores de menor importancia pueden contratar espacio de almacenamiento de las instalaciones propiedad de las compañías que explotan las tuberías o bien comprar amoníaco de los terminales que son propiedad de los productores de amoníaco. La zona servida por los dos sistemas de tuberías contiene varios cientos de fábricas de fertilizantes compuestos líquidos, lo que significa que, probablemente, buena parte del amoníaco se destina a ese fin. De todos modos, el principal uso del amoníaco anhidro es para aplicación directa, y la mayoría del mismo se aplica en unas pocas semanas en primavera. Durante la estación punta, los sistemas de tuberías funcionan a plena capacidad y puede ocurrir que sólo haya transporte disponible para las compañías que lo hayan contratado con anticipación. En otras épocas, cuando se dispone de capacidad excedente, se puede aceptar amoníaco para transporte mediante contratos de breve duración, y a veces con un descuento.

El amoníaco anhidro que haya de enviarse por tubería ha de cumplir las especificaciones siguientes:

Temperatura:	no menos de 35°F (2°C) ni más de 85°F (29°C)
Contenido en NH ₃ :	99,5%, como mínimo, en peso
Contenido en agua:	0,2%, como mínimo, en peso
Contenido en aceite:	4 ppm, como máximo, en peso
Componentes inertes:	0,5 cc/g, como máximo

Cuando se transporta amoníaco de un terminal refrigerado a otro, hay que calentarlo de -33°C a por lo menos 2°C y luego enfriarlo de nuevo en el terminal de recepción. Esto es necesario porque la tubería sería susceptible a la fractura frágil a temperaturas inferiores a los 2°C, como ya hemos visto. Muchos terminales tienen capacidades de almacenamiento a presión para cantidades de entre 100 y 1.000 toneladas de amoníaco a temperaturas superiores a 2°C, además de contar con espacio para almacenamiento refrigerado de entre 18.000 y 77.000 toneladas.

Los sistemas de tuberías descritos más arriba son empresas ordinarias de transporte y, como

tales, están sujetas a las ordenanzas oficiales que regulan esta actividad (Comisión de comercio interestatal del Gobierno de los Estados Unidos) y que requieren, entre otras cosas, que se hagan públicas las tarifas. Las tarifas que se indican en el cuadro 1 son ejemplos de tarifas publicadas que se aplican en contratos que entrañen embarques anuales de 226.750 t (250.000 toneladas cortas). Las tarifas por t/km se indican en la figura 6. La diferencia entre las tarifas A y B es bastante complicada y corresponde a las disposiciones que han de adoptarse para la entrega durante la estación punta. En ambos casos, cuando se contrata por años enteros, el amoníaco se recibe a una cadencia estable durante todo el año. Durante la estación de menor actividad, la diferencia entre las cantidades de amoníaco que entran y las que salen se almacena bien sea en los terminales del expedidor o en los de la compañía explotadora de la tubería, hasta que llegue la estación punta.

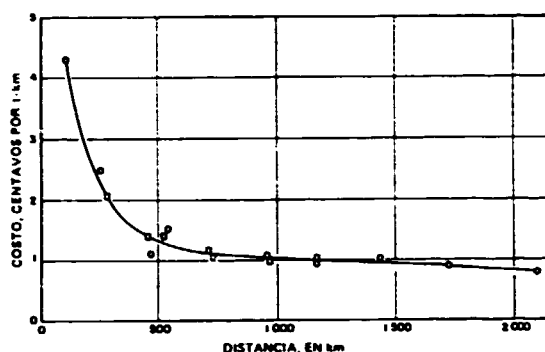
Las tarifas que se indican corresponden sólo al transporte. Si el amoníaco se carga directamente de la tubería a los camiones, se aplica un recargo por carga de camiones de \$1,29/t, si se encarga de la carga la empresa explotadora de la tubería. Cuando el amoníaco se almacena en las instalaciones de almacenamiento del terminal de la compañía explotadora de la tubería, hay una carga anual de 27 dólares por tonelada de espacio de almacenamiento, más 2,20 dólares por tonelada de movimiento de amoníaco. Así pues, si el

CUADRO 1. COSTO DEL TRANSPORTE DE AMONIACO POR TUBERIA^a

Origen	Destino	Tarifa estimada \$/t		Distancia, km	Costo de la t/km en centavos	
		A	B		A	B
----- Transportado por la tubería de la MAPCO -----						
Borger (Texas)	Garner (Iowa)	10,22	11,24	1 160	0,88	0,97
	Blair (Nebraska)	8,42	9,31	926	0,90	1,00
	Beatrice (Nebraska)	7,63	8,39	726	1,05	1,16
	Conway (Arkansas)	6,22	6,83	490	1,27	1,39
Enid (Oklahoma)	Garner (Iowa)	9,50	10,46	949	1,00	1,10
	Blair (Nebraska)	7,60	8,36	715	1,06	1,17
	Beatrice (Nebraska)	6,61	7,28	515	1,28	1,41
	Conway (Arkansas)	5,22	5,74	280	1,86	2,05
----- Transportado por la tubería de la Gulf Central -----						
Donaldsonville (Louisiana)	Palmyra (Missouri)	10,41		1 182	0,88	
	Terre Haute (Indiana)	14,22		1 430	0,99	
	Spencer (Iowa)	15,76		1 723	0,91	
	Aurora (Nebraska)	16,53		2 100	0,79	
Palmyra (Missouri)	Terre Haute (Indiana)	5,45		471	1,16	
	Spencer (Iowa)	8,21		541	1,52	
	Aurora (Nebraska)	9,59		918	1,04	
Terre Haute (Indiana)	Huntington (Indiana)	6,01		245	2,45	
Donnelson (Iowa)	Palmyra (Missouri)	4,57		106	4,31	

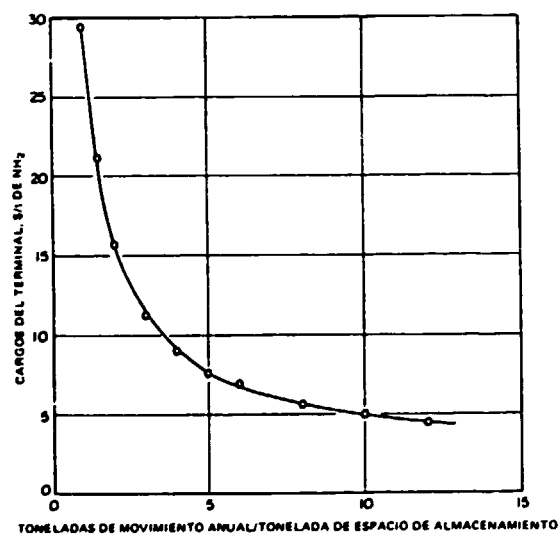
^aTarifas publicadas seleccionadas, convertidas a unidades métricas

Figura 6. Tarifas del transporte por tubería, por t/km



movimiento anual es de tres veces el espacio contratado, el costo es $(\$27 : 3) + \2.20 o $\$11.20/t$. Los cargos por terminal correspondientes a diversas relaciones espacio:movimiento de amoniaco se representan en la figura 7. Si las instalaciones de almacenamiento son propiedad del expedidor o del destinatario, éste tendrá un gasto más o menos equivalente.

Figura 7. Costos de terminal para diversas relaciones entre espacio y movimiento del amoniaco



Si el amoniaco se sirve a un comprador que lo utiliza a una cadencia estable (por ejemplo, un fabricante de nitrato amónico), quizá se aplique una carga más reducida por el movimiento en terminal, según el régimen de uso. Por ejemplo, un fabricante que utiliza amoniaco a razón de entre 80.000 y 90.000 toneladas anuales y de entre 1.520 y 1.720 toneladas a la semana puede contratar espacio para almacenamiento de 1.700 toneladas a $\$27/t$ en el año más 1.44 dólares por tonelada de movimiento. Si el movimiento es de

85.000 tpa, el cargo total del terminal ascenderá a 1.98 dólares por tonelada (0,54 por concepto de espacio más 1,44 por concepto de movimiento).

Desde luego, los cargos por terminal se plantean con independencia del método de transporte; en el caso de transporte por barcaza a la parte septentrional de los Estados Unidos, es probable que el índice de movimiento sea más bajo que si el transporte es por tubería, ya que las barcasas sólo pueden utilizarse una parte del año. Por consiguiente, será lógico que los gastos de almacenamiento en terminal por tonelada de movimiento sean más elevados.

4. Transporte por ferrocarril

En los Estados Unidos, el amoniaco se transporta por ferrocarril en vagones con capacidades de entre 70 y 72 toneladas, aunque todavía circulan algunos más antiguos de entre 25 y 30 toneladas y también los hay mayores (90 toneladas). En general, el transporte por ferrocarril se utiliza para distancias más cortas que el transporte por sistemas de tuberías o en barcasas, pero no siempre es así, pues, para abastecer ciertos puntos, el transporte por ferrocarril puede ser más económico que ninguna combinación de barcaza o tubería y ferrocarril o camión. Uno de los usos del transporte por ferrocarril es el de transportar amoniaco de una tubería o un terminal grande a otro terminal de almacenamiento. La figura 8 representa un terminal de almacenamiento grande que recibe amoniaco por ferrocarril. Otra de las posibilidades del transporte por ferrocarril es para llevar amoniaco de un productor a otro cuando uno de ellos tiene excedente y al otro le falta. Una tercera posibilidad es la del transporte de una fábrica o terminal a un detallista o fabricante pequeño de materiales líquidos o sólidos.

Para el transporte por ferrocarril (o en camiones) el amoniaco, si es que se toma de un almacenamiento refrigerado, ha de calentarse hasta por lo menos 5°C, ya que el enfriamiento

Figura 8. Terminal de almacenamiento importante que recibe amoniaco por ferrocarril



brusco a -33°C origina en el acero de los tanques tensiones que pueden causar grietas. Ahora bien, se están desarrollando vagones de ferrocarril capaces de recibir amoníaco refrigerado a -33°C y tan bien aislados que la elevación de temperatura se produce a razón de tan sólo $1-2^{\circ}\text{C}$ por día. Estos vagones tendrían una ventaja evidente para transportar amoníaco de un terminal refrigerado a otro.

En el cuadro 2 se indican costos de flete típicos para transporte de amoníaco por ferrocarril en vagones de 70 toneladas. Las tarifas corresponden al supuesto de que los vagones sean de la compañía de ferrocarriles. Sin embargo, como las compañías de ferrocarriles disponen de pocos o de ningún vagón adecuados para el transporte de amoníaco, normalmente es el expedidor el que suministra los vagones, y la compañía de ferrocarriles le rebaja cierta cantidad del costo del transporte para compensarle por el gasto en que ha incurrido al aportar el vagón. Ese descuento se basa en la distancia que ha de recorrer el vagón transportado por cuenta de la compañía de ferrocarriles. El expedidor puede ser propietario del vagón o puede alquilarlo por plazos largos o cortos. En cualquiera de los dos casos, el costo por tonelada-kilómetro de poseer o alquilar el vagón depende de la frecuencia con que lo use el expedidor. En la práctica, lo normal es que el costo sea superior al descuento que le haga la compañía de ferrocarriles, a no ser que los vagones se utilicen constantemente.

El costo del flete depende del peso de amoníaco por vagón: para una expedición pequeña (de 23 toneladas), el costo por tonelada puede ser el doble que para una carga completa de un vagón de 70 toneladas. Además, se aplica una tarifa más baja para las expediciones en varios vagones, por lo general 5 o más vagones de 70 toneladas por expedición, sujeto a un volumen garantizado anual que puede, por ejemplo, fijarse en unas 33.000 toneladas (36.000 toneladas cortas). A continuación se reproduce una tabla que da idea de cómo influye la magnitud de la expedición en los costos de flete:

Peso mínimo por vagón, en toneladas	Costo del flete, en \$ ^a para una distancia de 494 km
<i>Vagón suelto</i>	
22,7	29,97
63,5	20,55
70,3	14,28
<i>Conjunto de vagones^d</i>	
70,3	10,17
72,5	10,00

^aCinco o más vagones por expedición, y mínimo anual de 32.652 toneladas.

5. Transporte de amoníaco anhidro en camión

El transporte en camión es el método más caro para transportar amoníaco anhidro y, por consiguiente, sólo se usa para distancias cortas.

CUADRO 2. TARIFFAS SELECCIONADAS PARA EL TRANSPORTE POR FERROCARRIL DE AMONIACO ANHIDRO^a

	Distancia, en km ^b	Tarifa por vagón suelto ^c \$/t	Tarifa varios vagones ^d \$/t
<i>Desde Donaldsonville (Louisiana), a:</i>			
Jackson (Mississippi)	339	12,07	—
Little Rock (Arkansas)	677	16,92	12,34
Macon (Georgia)	927	19,04	—
Springfield (Missouri)	1 102	23,22	15,83
Peoria (Illinois)	1 361	26,77	20,89
Des Moines (Iowa)	1 643	30,59	24,77
Omaha (Nebraska)	1 601	29,65	23,90
<i>Desde Enid (Oklahoma), a:</i>			
Jackson (Mississippi)	1 064	21,00	—
Little Rock (Arkansas)	653	16,92	12,34
Macon (Georgia)	1 665	27,69	—
Springfield (Missouri)	494	13,98	10,17
Peoria (Illinois)	985	21,38	15,81
Des Moines (Iowa)	763	18,26	13,40
Omaha (Nebraska)	665	16,92	12,34

^aTarifas publicadas, convertidas a unidades del sistema métrico.

^bDistancia más corta por ferrocarril.

^cPeso mínimo por vagón: 70,3 toneladas.

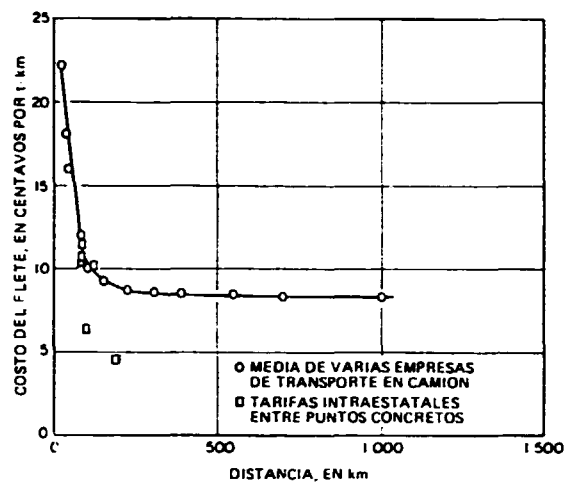
^dCinco o más vagones por expedición, sujeto a un volumen anual de por lo menos 36.000 toneladas cortas (32.652 toneladas métricas).

por lo general de menos de 150 km. Sin embargo, en los Estados Unidos está aumentando el empleo de camiones porque, al abandonarse muchas líneas de ferrocarril, quedan cada vez más localidades sin servicio ferroviario. Los camiones utilizados en los Estados Unidos consisten en un elemento tractor y un remolque independiente (conjunto que en el Reino Unido recibe el nombre de "camión articulado"). Cada uno de los estados de los Estados Unidos tiene sus propios reglamentos en cuanto a peso total de los camiones que pueden circular por sus carreteras. Por consiguiente, hay cierta variación en la capacidad de los remolques empleados para transporte de amoníaco: un tamaño muy corriente es el de entre 16 y 18 toneladas. La figura 4 representa un camión que llega a una terminal de amoníaco para cargar. Los remolques pueden ser propiedad de la compañía que produce y comercializa el amoníaco o bien de la compañía transportista. Se utilizan para transportar amoníaco a los centros de distribución al por menor o a pequeños fabricantes de fertilizantes líquidos. También se utilizan para transportar GPL. En algunos estados de la parte occidental del país se permite a veces el arrastre de dos remolques enlazados entre sí. Esta disposición reduce el costo de transporte hasta el punto de que llega a ser competitivo con el del transporte por ferrocarril.

En el cuadro 3 se dan algunos ejemplos de los costos del transporte en camión. La primera parte del cuadro muestra las tarifas medias de varias compañías de transporte en camión; la segunda parte da algunos ejemplos específicos de traslado

de un punto determinado a otro que también se indica. En la figura 9 se indica la relación entre las tarifas por tonelada/km y la distancia a recorrer. A veces se pueden obtener tarifas inferiores para contratos de larga duración.

Figura 9. Relación entre las tarifas de transporte, en t/km, y la distancia a recorrer



En los Estados Unidos, se utilizan cada año unas 4,5 millones de toneladas de amoníaco anhidro para aplicación directa. Probablemente un 75-80% de esta cantidad se utiliza en primavera. En cualquier zona determinada, la mayor parte de este amoníaco se utiliza en el espacio de

CUADRO 3. COSTO DEL TRANSPORTE DE AMONÍACO EN CAMIÓN (PROMEDIO DE TARIFAS DE VARIAS COMPAÑÍAS DE TRANSPORTE EN CAMIÓN)

Distancia, en km	\$/t	Centavos t-km
De 0 a 32	7.16	22.4 o más
80	9.50	11.9
153	14.35	10.7
225	19.66	8.7
306	26.18	8.6
386	32.84	8.5
467	39.30	8.4
547	46.44	8.5
627	52.93	8.4
708	58.60	8.3
788	65.40	8.3
1 000	83.51	8.3

Tarifas de plaza a plaza (transporte intrastatal)

De	A	Distancia (km)	\$/t	Centavos t-km
Omaha	Fremont (Nebraska)	69	7.23	10.5
Dubuque	Manchester (Iowa)	72	7.82	10.9
Winona	Rochester (Minnesota)	72	8.49	11.8
Cincinnati	Circleville (Ohio)	129	13.33	10.3
Lathrop	Fresno (California)	191	9.03	4.7
Lathrop	Sacramento (California)	97	6.17	6.4

un mes. Esto significa que la mayor parte del amoniaco utilizado para aplicación directa tiene que almacenarse en las zonas de mercado, parte de él en los almacenes para servicio local y parte en terminales de mayor tamaño abastecidos por tuberías, barcazas, ferrocarril, o alguna combinación de estos medios. Como el movimiento total anual de los terminales de almacenamiento probablemente no es superior al doble de su capacidad, los costos de almacenamiento en terminal son altos. Un ejemplo típico del costo total de almacenamiento del amoniaco producido en Louisiana, Texas, y Oklahoma y transportado a un centro de distribución al detalle podría ser el siguiente:

Transporte por tubería de la planta al terminal	\$10,00
Cargos por almacenamiento en terminal	\$13,70
Transporte en camión del terminal al detallista	\$ 9,50
Total	\$33,20

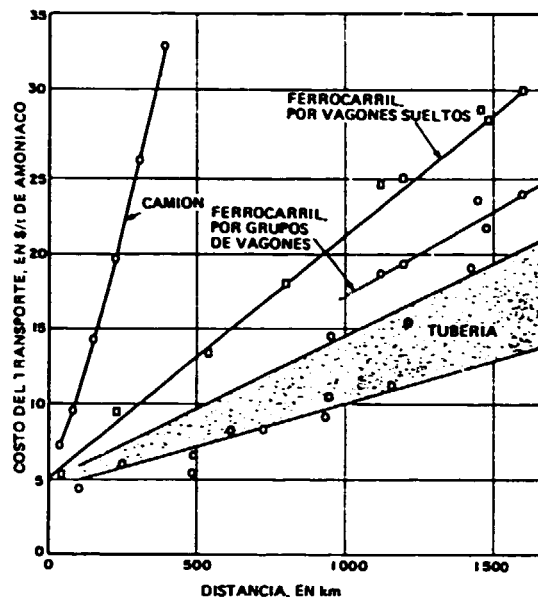
El total arriba indicado no incluye el costo de almacenamiento del detallista ni el transporte a las fincas de labranza. Si bien el coste indicado puede parecer alto, debe advertirse que suministrar una cantidad equivalente de nitrógeno como urea (8,0 millones de toneladas) o como nitrato amónico (10,9 millones de toneladas) resultaría probablemente mucho más caro. Además, habría que considerar el costo de la conversión del amoniaco en urea o en nitrato amónico.

Es de advertir que el hipotético detallista de Iowa puede elegir entre varias posibilidades: puede recibir expediciones directamente del productor de amoniaco, por ferrocarril, a un costo de unos 25 dólares. Puede recibir expediciones en camión directamente de un sistema de tuberías. El costo sería de unos 20,99 dólares (10 dólares del transporte por tubería más 1,29 por cargarlo al camión más 9,70 dólares por transporte en camión). Puede recibir expediciones por ferrocarril o camión de un terminal fluvial abastecido por barcazas. Alguna de estas alternativas puede ser atractiva para llenar instalaciones de almacenamiento del detallista durante la estación de menor actividad, pero durante la estación punta todos los medios de transporte trabajan a saturación. Cuando el detallista necesita reponer existencias durante la estación punta, quizá se vea obligado a recibir amoniaco del terminal de almacenamiento que se encuentre en condiciones de atender a sus necesidades.

6. Comparación de los diversos métodos de transporte de amoniaco

La figura 10 representa una comparación de los costos de transporte de amoniaco por tubería, ferrocarril y camión aplicable en las circunstancias

Figura 10. Comparación de los costos de transporte por tubería, ferrocarril y camión



de los Estados Unidos. No se indica el transporte por barcaza porque el costo depende más del tipo de vía acuática existente que de la distancia a recorrer. Sin embargo, es evidente que el transporte por barcaza es el más económico entre puntos que estén situados en las cercanías de vías acuáticas que permitan el paso de flotillas compuestas por varias barcazas grandes. Por ejemplo, una comparación de costos para distancias más o menos equivalentes sería la siguiente:

DESDE LOUISIANA MERIDIONAL

	Distancia	Método	\$/t
Minneapolis (Minnesota)	1 700	Barcaza	7,44
Spencer (Iowa)	1 723	Tubería	15,76
Peoria (Illinois)	1 135	Barcaza	8,38
Palmyra (Missouri)	1 182	Tubería	10,41

Desde luego, el transporte por barcaza está limitado al transporte entre puntos situados en vías acuáticas navegables. Otra desventaja de las barcazas es que si el transporte ha de ser por ríos es probable que quede interrumpido por la formación de hielo, avenidas y períodos de estiaje. Entonces hay que aumentar la capacidad de almacenamiento del terminal en relación con el movimiento de material para compensar esas interrupciones. Consecuencia de ello es que el aumento de los costos de terminal puede contrarrestar, por lo menos parcialmente, los menores costos de transporte. La importancia de esta desventaja dependerá mucho del tipo de vías acuáticas existentes.

El transporte del amoníaco por un sistema de tuberías parece ser considerablemente más económico que el transporte por ferrocarril, y el transporte por camión es el más caro de todos. Sin embargo, hay muchos puntos a los cuales se logra acceso por camión mejor que por ferrocarril; y en la mayoría de los países desarrollados son más los puntos a los que se puede llegar por ferrocarril que los que tienen acceso por tubería o por vías acuáticas. La comparación representada en la figura 10 se aplica sólo a los Estados Unidos y no es necesariamente válida para otros países. Además, se relaciona sólo con los costos de transporte y no incluye los de terminal ni los de almacenamiento.

Para el mundo en general, sólo cabe hacer unas cuantas observaciones de carácter muy amplio. Evidentemente, el transporte por barco es el único método disponible para el transporte ultramarino, y es también el que entraña menor costo para el transporte entre dos puntos que sean accesibles a los buques de cierto tamaño y que estén separados por una distancia considerable. A este respecto, hay que hacer dos salvedades: *a)* es posible que las tarifas de fletes marítimos suban considerablemente, y *b)* hay que tener en cuenta el costo de los terminales marítimos, obras de mejora de puertos, muelles, malecones, etc. Por ejemplo, si dos puntos se encuentran junto a aguas de reflujo y también están unidos por tierra, es muy posible que el transporte terrestre resulte más económico en algunos casos.

Para las expediciones dentro de un mismo país o región, el transporte por barcaza o por buques costaneros puede ser económico si existen vías acuáticas interiores o puertos convenientemente situados y si el volumen de las expediciones compensa los gastos de terminal.

El transporte por tubería puede ser una buena elección entre puntos unidos por tierra, por ejemplo desde una fábrica de amoníaco hasta una o más fábricas de fertilizantes situadas en la zona

de mercado. Con todo, el costo de las tuberías para transporte de amoníaco es considerable y varía mucho según el terreno y según lo que cueste adquirir los derechos de paso. La economía del transporte por tubería resulta favorecida si el volumen de utilización es alto y el régimen de uso es constante, pues ello minimiza los costos de terminal de almacenamiento.

El transporte por ferrocarril puede ser la mejor elección para cantidades moderadas, sobre todo cuando una sola fábrica de amoníaco sirve a diversas fábricas de fertilizantes dispersas. Evidentemente, tiene que disponerse de una red ferroviaria adecuada e, incluso así, el costo de disponer vagones-cisterna adecuados es considerable.

El transporte en camión es relativamente costoso, pero puede ser el único medio aplicable en algunos casos, y es mucho más flexible que otras redes de transporte.

Finalmente, en muchos casos hay que pensar en alguna combinación de métodos de transporte junto con la disposición de terminales de almacenamiento en los puntos de transferencia. Naturalmente, la estimación de los costos de diferentes combinaciones posibles puede ser complicada. Cuando no es el amoníaco el producto final deseado, cabe pensar en la posibilidad de producir el producto final en la planta de amoníaco y transportarlo a las zonas en que tenga mercado. Aunque el amoníaco es más caro de transportar, por cualquier método, que los fertilizantes nitrogenados sólidos, o los líquidos a la presión normal, por tonelada de producto, a menudo su transporte es el menos costoso por tonelada de nitrógeno, dada su elevada concentración (82% de N). Sin embargo, se necesita contar con estimaciones de la economía de todo el sistema alternativo de producción, distribución y comercialización para determinar si los sistemas que entrañen el transporte de amoníaco son económicos y, de ser así, cuál de los métodos de transporte es preferible.

Referencias

1. ISMA. 1977. "World Maritime Anhydrous Ammonia Terminals", Paris, France.
2. ISMA. 1977. "Ammonia Statistics 1976", Paris, France.
3. ISMA. 1978. "List of Tankers Suitable for Anhydrous Ammonia Transportation", Paris, France.
4. "Soviet Ammonia". 1978. *Nitrogen*, 114:5-7.
5. "Representative Rail, Barge and Pipeline Rates—North America". 1977. *Green Markets*, 1(36):7.
6. Lee, J. J. and W. A. Inkofer. 1979 (in press). "Pipeline Shipment", in *Ammonia*, Part IV, A. V. Slack and G. R. James, eds., Marcel Dekker, Inc., New York, New York.

VIII. Sales amónicas, ácido nítrico y nitratos

A. Introducción

Como ya hemos mencionado, el amoniaco es la fuente de más del 95% del fertilizante nitrogenado químico que se produce actualmente en el mundo. El amoniaco puede utilizarse como fertilizante directamente (véase el capítulo X) o transformado en sales amónicas, nitratos o urea. No hay estimaciones precisas de los porcentajes del consumo mundial de fertilizante que esos diversos productos representan. En Europa, la principal forma de fertilizante nitrogenado es el nitrato amónico, ya como tal ya en mezclas con carbonato cálcico o en fertilizantes compuestos, incluidos los nitrofosfatos. En Asia predomina la urea, como tal o en fertilizantes compuestos. En Norteamérica, la forma de fertilizante nitrogenado más utilizada es el amoniaco anhidro. Dentro de estos, y de otros, continentes puede haber países que tengan sus preferencias especiales.

La finalidad del presente capítulo es describir la tecnología de producción de sales amónicas para su empleo en fertilizantes distintos de los fosfatos amónicos (de los que trata el capítulo XIV), y la producción de ácido nítrico y de nitratos (salvo el nitrato potásico, del que trata el capítulo XVIII).

B. Sulfato amónico

En tiempos, el sulfato amónico era la forma principal de fertilizante nitrogenado, pero ahora esta forma supone un porcentaje relativamente pequeño del total mundial de fertilizantes nitrogenados, porque el aumento del uso de la urea, del nitrato amónico y del amoniaco anhidro ha sido más rápido. En realidad, la capacidad de producción de sulfato amónico no ha disminuido, sino que ha permanecido bastante estable en los últimos años, en torno a los seis millones de toneladas de nitrógeno, sin incluir el sulfato amónico formado por el uso de ácido sulfúrico y amoniaco en los procesos de producción de fertilizantes compuestos [1]. Las principales ventajas del sulfato amónico son su baja higroscopicidad, sus buenas propiedades físicas (cuando se lo prepara debidamente), su estabilidad química, y su eficiencia agronómica. Es una buena fuente no sólo de nitrógeno sino también de azufre. Su

reacción en el suelo es intensamente ácida (véase el capítulo XXI), lo cual es una ventaja en los suelos alcalinos y en el caso de algunos cultivos, como el del té; en algunas otras situaciones, su propiedad de formar ácidos supone una desventaja. Su principal desventaja es su bajo contenido en N (21%), que eleva los costos de envasado, almacenamiento y transporte. Consecuencia de esto es que el precio del producto, puesto en la explotación agrícola, suele ser más alto —por unidad de nitrógeno— que el de la urea o el del nitrato amónico. De todos modos, en algunos casos el sulfato amónico puede ser la fuente más económica de nitrógeno, cuando la distancia a que hay que transportarlo es corta, cuando se encuentra disponible como subproducto de bajo costo, o cuando se puede cobrar también el azufre que contiene.

El sulfato amónico se obtiene como subproducto de la industria siderúrgica (recuperándolo del gas de los hornos de coque) y de algunos procesos metalúrgicos y químicos. Una fuente importante es como subproducto en la obtención de caprolactama.

1. Propiedades del sulfato amónico

En el cuadro I se indican las propiedades más importantes del sulfato amónico en cristales.

2. Métodos de producción

Para la fabricación del sulfato amónico se emplean varios métodos distintos, según las disponibilidades de materias primas y las condiciones locales. Los métodos principales son los siguientes:

1. Reacción del amoniaco y el ácido sulfúrico en un saturador-evaporador (en el vacío o a la presión atmosférica) y recuperación de los cristales mediante una centrifugadora o un filtro;
2. Depuración del gas del alumbrado o del gas de coquefacción con ácido sulfúrico en saturadores de diseño especial, y recuperación de los cristales por centrifugación o por filtración;
3. Reacción de carbonato amónico con anhidrita, o bien con yeso natural o subproducto,

CUADRO I. PROPIEDADES DEL SULFATO AMÓNICO PURO

Color	Blanco
Peso molecular	132,14
Contenido en N	21,27
Densidad (producto sólido), 20 °C	1,769
Peso específico de las soluciones saturadas	1,2414 a 20°C 1,2502 a 93°C
Calor específico del producto sólido	0,345 a 91°C
Calor específico de las soluciones saturadas	0,67 a 20°C 0,63 a 100°C
Calor de cristalización	11,6 cal/kg en las soluciones al 42%
Calor de dilución	6,35 cal/kg para soluciones en concentraciones del 42 al 1,87
Punto de fusión	512,2°C
Estabilidad térmica	Se descompone por encima de los 280°C
pH	5,0
Densidad del producto a granel sin comprimir	962 kg/m ³
Angulo de talud natural	28
Requisitos estequiométricos, en toneladas por tonelada de producto	NH ₃ 0,2578 H ₂ SO ₄ 0,7422
Humedad relativa crítica	A 20°C 81% A 30°C 81,1%
Solubilidad, g/100 g de agua	
A 0°C	76,6
A 100°C	103,8

eliminación del carbonato cálcico por filtración, evaporación y cristalización del sulfato amónico contenido en el licor madre, seguidas de centrifugación;

- Evaporación de los licores subproductos que contienen sulfato amónico resultantes de otros procesos industriales y separación de la sal casi pura: a) por cristalización y centrifugación, o b) por recuperación mediante granulación de lechada en un lecho movedizo primero y reciclando en un dispositivo de tamizado y desecación después para obtener gránulos del campo de tamaño necesarios;
- Reacción directa del amoníaco gaseoso con ácido sulfúrico en una torre rociadora para obtener un producto seco y amorfo;
- Producción simultánea de sulfato amónico y de otras sales amónicas en procesos de fabricación de fertilizantes multinutrientes que, además del sulfato amónico, contengan fosfatos, nitratos o nitrofosfatos;
- Otros procesos diversos —como el consistente en recuperar el sulfato amónico del SO₂

contenido en los humos de combustión o en los gases residuales de la producción de ácido sulfúrico (véase el capítulo XII)— que se están utilizando o que se han propuesto.

3. Tecnología de la cristalización

Excepción hecha de ciertos casos especiales —como los descritos en los apartados 4, 5 y 6 del párrafo anterior— la cristalización es de capital importancia para la producción de sulfato amónico, así como en la fabricación de otras sales. Conviene, pues, presentar aquí brevemente el procedimiento fundamental y las características de diseño que determinan la formación de los cristales e influyen en los resultados de fabricación [2, 3, 4, 5].

Las cuestiones capitales de las técnicas de cristalización son dos: primero, la formación de núcleos de cristalización en una solución sobresaturada; y, segundo, el engrosamiento de esas partículas hasta las dimensiones necesarias. En ambas etapas, el elemento crítico es el grado de sobresaturación de las aguas madres: si se deja que la sobresaturación aumente apreciablemente, la nucleación puede ser anárquica. El engrosamiento ulterior de los cristales, por el contrario, está generalmente en razón directa de la sobresaturación y, por lo común, es más fácil de regular que la nucleación.

Las soluciones enfriadas hasta la temperatura en que empiezan a formarse pequeños núcleos sólidos se califican de "metaestables". Una vez iniciada la precipitación se dice que la solución es inestable o lábil y, añadiéndole constantemente licor metaestable, las dimensiones de cada núcleo aumentarán hasta formar un solo cristal. El mantenimiento de las condiciones de "metaestabilidad" es, por tanto, un factor capital del diseño y el funcionamiento de los dispositivos de cristalización; entre los factores críticos están el tiempo de reposo, las características de la agitación y de las superficies del equipo, el pH, la temperatura y la concentración de impurezas solubles e insolubles en el licor. Quiere decir eso que, para un funcionamiento continuo y estable, es necesario establecer una situación de equilibrio en la que el número de cristales formados que se retira del sistema sea igual que el de los núcleos que se forman. En esas condiciones, se obtendrán cristales de tamaño uniforme si el aporte se hace a un ritmo constante, y la dimensión media de los cristales será función de la tasa de producción dividida por la de nucleación.

Si se mantiene constante la tasa de producción, como ocurre en los procesos continuos, el tamaño medio de los cristales dependerá en buena parte de la tasa de nucleación. Un gramo de núcleos típicos puede representar mil millones de partículas; los cristalizadores continuos deben permitir por tanto una regulación precisa del número de núcleos y de

crisales demasiado pequeños formados y una clasificación adecuada del producto para reducir al mínimo los problemas subsiguientes de lavado, secado y almacenamiento. Los cristalizadores modernos reúnen esas condiciones y están provistos de mecanismos de regulación que permiten un funcionamiento casi automático.

Una vez formados y clasificados los crisales de sulfato amónico del tamaño previsto, se extraen por diversos medios (recipientes de captura, dispositivos de elevación neumática o tornillos helicoidales); se separan de las aguas madres utilizando una centrifugadora; se lavan con agua (y/o con licor amoniacal); y se desecan en un secador giratorio del que pasan a los dispositivos de tamizado y envasado. En algunas fábricas, la producción de crisales grandes debidamente lavados y el uso de centrifugadoras de gran rendimiento permiten prescindir de la operación de secado. En cambio, cuando se producen crisales pequeños —y particularmente, cuando hay impurezas— el secado, la refrigeración y, a veces, el tratamiento con un antiaglomerante pueden resultar imprescindibles. Cuando se desea obtener crisales de tamaño grande y bastante homogéneo, se pueden tamizar los crisales; los que son excesivamente pequeños se disuelven de nuevo y se devuelven al cristizador.

Entre otros métodos de recuperación y tratamiento de crisales cabe citar el de un filtro-secador rotatorio de vacío, alimentado por la parte superior, y la granulación de los crisales pequeños en aparatos provistos de rodillos de compactación. Estos aparatos resultan especialmente adecuados para las cantidades de sulfato relativamente modestas producidas en algunas instalaciones que aprovechan subproductos de coquización. En cierto número de plantas se emplean amasadoras de artesa o peletizadoras de tambor para la obtención de sulfato granulado a partir de licor subproducto de caprolactama o a partir de otros productos de desecho que contienen sulfato amónico en cantidades apreciables.

4. Especificaciones químicas y físicas

En las especificaciones relativas al sulfato amónico utilizable para la producción de fertilizantes se indica normalmente un contenido mínimo de nitrógeno que, en la mayoría de los casos, no baja del 20,5%. También es frecuente fijar límites de acidez y de humedad libres (0,02% de H_2SO_4 libre y 0,2% de H_2O libre, por regla general). A veces, para los materiales subproductos, se especifican asimismo concentraciones máximas de ciertas impurezas orgánicas o inorgánicas.

Las especificaciones sobre dimensión de los crisales dependen de las necesidades del cliente y de los tipos de aplicación. Para aplicación directa o mezcla a granel se prefieren crisales grandes

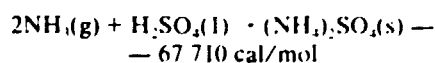
—primordialmente, de entre 1 y 3 mm— aunque en algunos países también pueden aceptarse, para aplicación directa, crisales algo menores (p.e., un 90% de retención en un tamiz con abertura de malla de 0,8 mm). Para obtener crisales de estas dimensiones es necesario disponer de instalaciones muy perfeccionadas y de un personal de gran competencia; en algunas fábricas se usan aditivos para promover el engrosamiento de los crisales o modificar su forma [6]. Para la producción de fertilizantes compuestos, pueden aceptarse crisales pequeños. Se advierte cierta tendencia hacia la producción de crisales pequeños (de entre 0,2 y 0,8 mm, por lo general) que se venden en ese estado a los productores de fertilizantes compuestos granulares o se granulan, en compactadores de rodillos, para aplicación directa o mezcla a granel. El proceso de granulación por compactación con rodillos se describe en el capítulo XVIII.

5. Detalles de producción

Métodos combinados de reacción y evaporación

Se fabrican grandes cantidades de sulfato amónico haciendo reaccionar amoniaco anhidro con ácido sulfúrico concentrado, en aparatos saturadores-cristalizadores continuos que funcionan en el vacío o a la presión atmosférica. Si el proceso se desarrolla en el vacío, el calor de reacción se disipa mediante la evaporación del agua presente en el ácido de alimentación o de la añadida al sistema a fin de regular la temperatura. También se emplea esta técnica en los saturadores de presión atmosférica, en los que puede asimismo efectuarse la refrigeración haciendo pasar por la lechada grandes volúmenes de aire frío.

La reacción entre el amoniaco anhidro gaseoso y el ácido sulfúrico puede representarse por la siguiente fórmula:



En la práctica, el desprendimiento de calor resultante de esa reacción es aproximadamente igual a 2.350 kcal/kg de N.

Los aparatos de fabricación en vacío se diseñan con arreglo a los principios básicos de la cristalización (véase lo que antecede) y constan por lo común de un recipiente de suspensión en cuya parte superior va instalada una cámara de vaporización instantánea. El amoniaco y el ácido sulfúrico se introducen por una línea de reciclado de la lechada para provocar la reacción. El calor desprendido eleva la temperatura de la lechada circulante que pasa a la cámara de vaporización instantánea a una presión menor (de 55 a 58 centímetros de mercurio, por lo general). La pérdida

de agua ocasionada en esta zona sobresatura la lechada, que vuelve a pasar al recipiente de suspensión inferior por una tubería interna y entra en contacto con los núcleos y los cristales pequeños, engrosando el tamaño de éstos sin aumentar apreciablemente su número. La lechada se recicla utilizando medios termodinámicos y/o una bomba exterior, y, al entrar en contacto con nuevos reactivos, el calor exotérmico así producido destruye los núcleos superfluos y los cristales demasiado pequeños. Si el recipiente de suspensión y el dispositivo de extracción están bien diseñados, se puede adelantar bastante la clasificación por tamaños en el mismo aparato de fabricación en vacío; y el empleo de instrumental apropiado permite mantener un funcionamiento uniforme durante periodos largos.

Este tipo de cristalizadores, conocido generalmente con las designaciones de "Krystal" u "Oslo", fue desarrollado en Noruega por Isaacsen y Jeremiassen [7]. El diagrama de la figura 1 aclara la utilización de la circulación forzada en este tipo de cristalizador para la producción de sulfato amónico. Es importante que, durante el proceso de fabricación, el pH se mantenga dentro de un campo de valores bastante estrecho (3.0-3.5, por ejemplo), pues si baja excesivamente los cristales obtenidos serán demasiado pequeños. Por otra parte, si la acidez es excesiva, el crecimiento exagerado de los cristales, sobre todo en las tuberías, obliga a recurrir con frecuencia a la redisolución o a la "eliminación" con vapor.

En cambio, si la acidez es insuficiente, no sólo se obtendrán cristales demasiado pequeños y difíciles de lavar y almacenar, sino que puede haber pérdidas de amoníaco además. Por estas razones, algunos fabricantes limitan la acidez libre a valores comprendidos entre 1.0 y 1.5 g de H_2SO_4 por litro de solución.

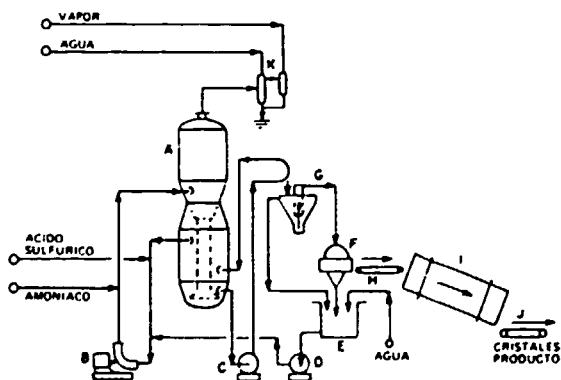
Otro tipo bastante difundido de cristalizador a presión reducida es el aparato con tubo de inyección y desviador, en el cual se mantiene una rigurosa recirculación ascendente de la lechada por medio de un impulsor y de un tubo de inyección internos [8]. Los cristales en formación afloran a la superficie de la lechada en la zona de evaporación instantánea, donde la sobresaturación estimula el crecimiento máximo de los cristales en presencia de los núcleos suficientes para minimizar la formación de escamas en el interior del dispositivo.

Las instalaciones de cristalización a la presión atmosférica pueden ser también de varios tipos; algunos fabricantes las prefieren a los cristalizadores de vacío, sobre todo por su sencillez y por su relativa baratura, que resulta especialmente ventajosa en los volúmenes de producción pequeños y medianos. La adición de amoníaco puede hacerse por medio de un tubo rociador o de una mezcladora de chorro. En un dispositivo patentado se utiliza una simple columna de absorción con un corto número de casquillos semiesféricos con ranuras bastante anchas. Otro diseño se funda en el empleo de un solo recipiente para la reacción y la cristalización; el calor desprendido se disipa por la evaporación de agua, cuyo efecto suele reforzarse por la ventilación (véase la figura 2). En otros casos, se utilizan recipientes distintos para la neutralización y la cristalización con objeto de facilitar las operaciones y la vigilancia del proceso. El equilibrio óptimo entre la energía del aire de refrigeración y el rendimiento de la cristalización se obtiene, por lo general, cuando la temperatura de cristalización está comprendida entre 63 y 66°C.

En la mayoría de los casos, los cristales se recuperan de la lechada de sulfato amónico reciclando a través de centrifugadoras continuas o centrifugadoras automáticas intermitentes en las que el producto se tamiza, se seca en movimiento, se lava con agua y con amoníaco diluido, y se seca de nuevo en movimiento antes de ser transportado al secador. En algunas fábricas se usan, en vez de centrifugadoras, filtros continuos alimentados por la parte superior. Como ya se ha dicho, para producciones pequeñas conviene a veces emplear filtros-secadores alimentados por la parte superior, puesto que basta con una sola máquina para separar, lavar y secar el producto.

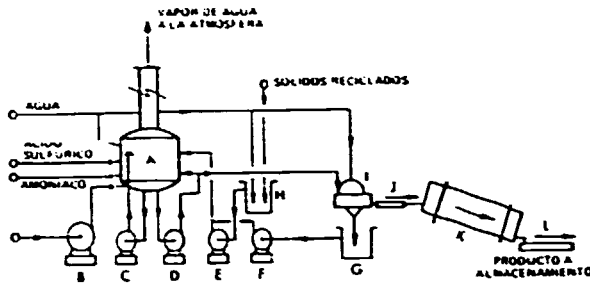
Como es sabido, los licores de sulfato amónico son muy corrosivos; por esa razón, las piezas

Figura 1. Instalación del tipo "Krystal" para la producción de sulfato amónico



- A Evaporador-cristalizador de vacío tipo "Krystal"
- B Bomba de circulación forzada
- C Bomba de recirculación de la lechada
- D Bomba de reciclaje de las aguas madres
- F Tanque de aguas madres
- E Centrifugadora continua o intermitente
- G Concentración de la lechada
- H Transportador-secador
- I Secador rotatorio
- J Transportador de producto seco
- K Condensador-extractor de vacío

Figura 2. Proceso de fabricación de sulfato amónico a presión atmosférica



- A Evaporador-cristalizador
- B Ventilador
- C Bomba de recirculación del licor
- D Bomba de recirculación de la lechada
- E Bomba suplementaria
- F Bomba de aguas madres
- G Tanque de agua madres
- H Tanque de captación
- I Centrifuga continua o intermitente
- J Secador-transportador
- K Secador rotatorio
- L Transportador de producto

que han de entrar en contacto con ellos suelen ser de acero inoxidable o de acero dulce revestido de caucho. En algunas fábricas antiguas se utilizaban recipientes de madera y acero dulce y se reducía al mínimo la corrosión vigilando cuidadosamente el pH. Como agentes destinados a mejorar el tamaño y la forma de los cristales se utilizan, en pequeñas cantidades, sales de metales trivalentes o también, a veces, inhibidores de la corrosión como ácido fosfórico o compuestos arsenicales.

Aprovechamiento de subproductos de las fábricas de gas

Hasta que empezó a fabricarse el amoníaco sintético poco después de 1920, la totalidad, virtualmente, de la producción mundial de amoníaco procedía de las instalaciones de carbonización de combustibles sólidos. Los carbones bituminosos normalmente utilizados para la producción de gas y de coque suelen contener del 1 al 2% de nitrógeno, aprovechable en proporción del 15 al 20% para la obtención de amoníaco; el rendimiento de esta operación es del orden de 2.5-3.0 kg de NH_3 por tonelada de carbón. Según parece, la mayor parte del amoníaco así obtenido se forma a temperaturas del orden de 1.000 °C una vez terminada la coquización; de ahí que la obtención de amoníaco subproducto sea frecuente sobre todo en las instalaciones de carbonización a temperaturas elevadas (por ejemplo, los hornos de coque de la industria siderúrgica), en las que llegan a producirse 20 kg de sulfato amónico por tonelada de acero.

La separación del amoníaco contenido en el gas se hace por dos razones principales: primero,

para impedir la corrosión o la obturación de las tuberías y otros elementos de la instalación; segundo, para obtener un subproducto útil que deje un beneficio razonable. En los últimos años, sin embargo, los precios del sulfato amónico han experimentado grandes fluctuaciones y a veces los subproductos de las fábricas de gas y los hornos de coque se han vendido a precios no muy superiores al costo del ácido sulfúrico utilizado como materia prima. El resultado es que algunos productores han adaptado sus instalaciones a la producción, más rentable, de fosfato amónico. Otros subproductos recuperados en las instalaciones de lavado del gas —por razones técnicas o para elevar la rentabilidad de su funcionamiento— son el tiocianato amónico, diferentes ferrocianuros y piridinas, y el alquitrán.

Los principales métodos utilizados para la recuperación de amoníaco y/o sales amónicas son tres: el de recuperación directa, el de recuperación indirecta, y el de recuperación semidirecta. En el primero de ellos, todo el gas producido se enfría, para separar la mayor cantidad posible de alquitrán, y se hace pasar luego por un saturador "de burbujas" (o, en las fábricas más modernas, por un depurador de aspersión) en el que se lava con ácido sulfúrico. La lechada de sulfato amónico resultante se extrae para someterla a las operaciones de centrifugación, lavado y desecación antes de enviarla a almacenamiento. Las ventajas de este método son su elevado rendimiento, el costo relativamente reducido de las instalaciones y de la explotación, un consumo bajo de vapor y un pequeño volumen de licores efluentes. Ello no obstante, muchas veces no se puede evitar que el producto se contamine con alquitrán y piridinas que impiden su comercialización, a menos que pueda efectuarse una recristalización antes de la venta. Además, los cloruros presentes en el combustible o en el agua pueden reaccionar formando cloruro amónico, lo que crea nuevos problemas de corrosión a menos que se utilicen revestimientos interiores de caucho o de materias plásticas. Además, si no se emplea un cristalizador por separado, el margen de variación posible del tamaño, la forma y la pureza de los cristales será probablemente muy pequeño, pues se hace difícil mantener un equilibrio óptimo entre la acidez libre necesaria para eliminar las impurezas y el pH óptimo necesario para una buena cristalización.

Las dificultades inicialmente encontradas en la aplicación de los métodos de separación directa motivaron el desarrollo de la separación indirecta, que se funda en el enfriamiento de los gases por contacto con el licor de lavado circulante y, a veces, en una depuración suplementaria con agua. La mezcla de licores pasa a la parte superior de un alambique de cierre de burbuja, utilizado para

la destilación del amoníaco, en el que el contacto con el vapor libera el amoníaco "libre" presente en forma de carbonato amónico, sulfuro amónico y otras sales fáciles de disociar. El licor pasa después a un dispositivo adyacente donde un tratamiento con agua de cal descompone las sales amónicas "fijas" (por ejemplo, el cloruro amónico). El vapor que circula en dirección ascendente desde la base de la columna arrastra prácticamente todo el amoníaco gaseoso producido, que se recupera en forma de solución de amoníaco bruto o se somete a un lavado con ácido sulfúrico para obtener sulfato amónico. Entre las ventajas de este método están la obtención de una sal prácticamente exenta de impurezas, un considerable margen de flexibilidad de funcionamiento y la posibilidad de obtener soluciones acuosas de amoníaco y distintos derivados. En cambio, los costos de explotación son altos, y pueden plantearse problemas de eliminación de efluentes. Además, las pérdidas de amoníaco pueden ser apreciables, debido a una reacción o una absorción incompletas.

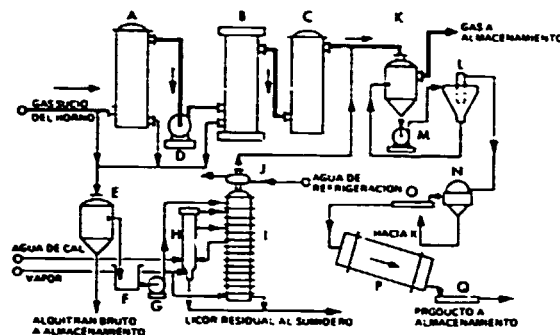
El proceso de separación semidirecta se sitúa a mitad de camino entre los dos descritos; la primera operación es el enfriamiento del gas, que se lava seguidamente para provocar la sedimentación de los alquitranes y para obtener un condensado acuoso [9] que, introducido en un pequeño alambique de amoníaco, libera NH_3 . Después de combinado el amoníaco con el gas del conducto principal, se calienta éste a unos 70°C y se depura con una solución casi saturada de sulfato amónico con un 5-6% de ácido sulfúrico a una temperatura comprendida entre 50 y 70°C , en unidades de absorción-aspersión o bien en saturadores del tipo, más antiguo, que lleva tubo de craquización o anillos de burbujas. Este proceso, con el que se recupera más amoníaco que con el de separación directa y, además, se obtiene un producto casi exento de alquitrán, piridina y otras impurezas, es el que más se ha generalizado en las instalaciones grandes. En la figura 3 se reproduce el diagrama de funcionamiento de una instalación de depuración de gas/producción de sulfato amónico por proceso semidirecto, así como un esquema de saturador de amoníaco.

En diferentes regiones del mundo se encuentran variantes y modificaciones de estos sistemas, entre las que destacan las desarrolladas por las empresas Koppers, Otto y Wilputte [10].

Proceso carbonato amónico-yeso

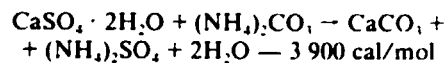
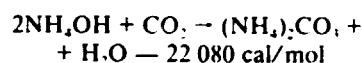
Este método, conocido asimismo con el nombre de "proceso Merseburg", se desarrolló originalmente en Alemania y se usa desde hace tiempo en Austria, la India, el Pakistán y el Reino Unido [11, 12]. El carbonato amónico se obtiene por combinación del amoníaco con dióxido de

Figura 3. Método semidirecto de producción de sulfato amónico a partir de gases de coquización



- A Enfriador del gas primario
- B Precipitador electrostático del alquitran
- C Recalentador del gas
- D Entrada de gas principal
- E Separador del alquitran
- F Almacenamiento de licor amoniacal bruto
- G Bomba de aprovisionamiento del alambique
- H Tratamiento con cal
- I Alambique de amoníaco
- J Extractor de flemas
- K Saturador-cristalizador de sulfato
- L Concentrador de la lechada
- M Bomba de alimentación para la lechada
- N Centrifugadora continua o intermitente
- O Transportador-secador
- P Secador rotatorio
- Q Transportador de producto

carbono y, sometido a un tratamiento con yeso o anhídrita (natural o subproducto) de sulfato amónico y carbonato cálcico por medio de la reacción siguiente:



En ciertas condiciones, este proceso presenta ventajas especiales; así, por ejemplo, los países que no tienen producción nacional de azufre pero que disponen de yeso (o anhídrita) de fuentes naturales o como subproducto pueden producir sulfato amónico sin comprar azufre del extranjero [13]. Además, el carbonato cálcico subproducto puede utilizarse para la producción de cemento o para otros fines (encalado de tierras de cultivo o fabricación de nitrato cálcico-amónico). Una desventaja es la gran cantidad de energía (vapor) que se requiere para recuperar el sulfato amónico sólido de la solución, que aparece relativamente diluida.

En una fábrica de la India (Sindir), la absorción del gas de amoníaco se efectúa por medio de agua, y la carbonización se hace en dos torres de aluminio comunicadas a una presión de

2,1 kg/cm² (30 psig) que permite emplear para la refrigeración agua a mayores temperaturas que si el proceso se desarrollara a la presión atmosférica. El dióxido de carbono se introduce en la base de la primera torre, en cuyo interior va dispuesta una serie de anillos de material cerámico de 5 cm (dos pulgadas) humedecidos con una solución de hidróxido de amonio y de carbonato amónico de recuperación. La absorción definitiva se verifica en la segunda torre; el calor desprendido durante la reacción se disipa haciendo circular al licor por dispositivos de intercambio térmico refrigerados con agua e instalados en circuito cerrado con cada una de las torres. La concentración óptima del licor corresponde aproximadamente a 170 gramos de amoniaco y 225 gramos de dióxido de carbono por litro. Las piezas de las bombas que han de entrar en contacto con el licor son de acero inoxidable; y las tuberías, de aluminio.

En otra fábrica india de instalación más reciente (Fertilizers and Chemicals Ltd., Travancore) se emplean dispositivos de absorción de chorro y una torre de carbonización para preparar la solución de amoniaco y el licor de carbonato amónico. La refrigeración se efectúa haciendo circular el licor por intercambiadores de calor enfriados con agua; el calor de la reacción sirve para la vaporización del amoniaco anhidro líquido utilizado en el proceso. Cuando se ha conseguido la concentración prevista, la solución pasa al depósito hasta que sea necesario utilizarla en la reacción. En una comunicación de George y Gopinath [14] se indica la relación entre la concentración del licor de sulfato amónico resultante.

Cuando se utiliza yeso o anhídrita natural, es necesario practicar una trituración previa. En un caso, se exige que alrededor del 90% de las partículas pasen por un tamiz del número 120, pero en determinadas circunstancias se aceptan, según parece, triturados de menos finura. Cuando se emplee el yeso obtenido como subproducto de la fabricación de ácido fosfórico, puede ser preferible separar las impurezas remojando la torta de filtrado en un recipiente provisto de agitadores (o bien por espumación en ciclones líquidos) antes de lavarla y agotarla al máximo en un tambor o en un filtro de disco antes de hacerla reaccionar con el carbonato amónico. En el capítulo XIII se describen algunos métodos de purificación del yeso subproducto.

La reacción con el carbonato amónico puede efectuarse en una serie de recipientes de madera o en tanques de acero dulce provistos de serpentines de vapor y agitadores; y el sistema de reacción suele proyectarse para obtener un tiempo total de retención de entre 4 y 6 horas. La lechada producida se filtra; y el carbonato cálcico se lava

y se agota en dispositivos continuos de vacío, provistos de correas transportadoras, o en una instalación de tambores para la filtración en dos etapas, separadas por una operación intermedia de rehumidificación (en algunas de las instalaciones más antiguas se utilizaban para la filtración prensas de plancha y bastidor). A veces, se emplea una clarificación final mediante filtración a presión o sedimentación, para obtener un producto de máxima pureza, seguida de neutralización con ácido sulfúrico y calentamiento a unos 110°C, para extraer el sobrante de amoniaco antes de la concentración y la cristalización. A la entrada en el dispositivo de evaporación, el licor contiene por lo general de 500 a 520 gramos de sulfato amónico y menos de 0,1 gramos de amoniaco por litro.

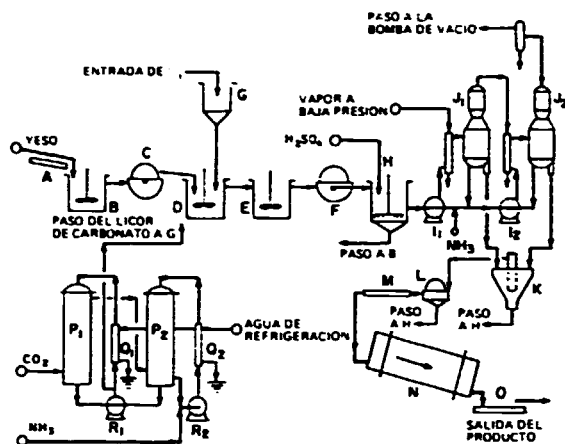
La evaporación se hace en cristalizadores multiefecto continuos cuyo rendimiento puede mejorarse en caso necesario añadiendo amoniaco y ácido sulfúrico a la línea de recirculación, como se ha indicado anteriormente. Los cristales de dimensiones aceptables se separan y se lavan en una centrifugadora y, antes del almacenamiento, se secan en un secador rotatorio a 120-130°C. También cabe utilizar un secador-enfriador de bandeja vertical, que, según parece, es más útil que el secador-enfriador para evitar el desmenuzamiento de los cristales y la formación de polvo. El diagrama de la figura 4 da idea de la configuración de la planta de fabricación de sulfato amónico a partir del yeso.

Recuperación del licor subproducto

En muchos países existen instalaciones de aprovechamiento de subproductos para la producción de sulfato amónico a partir de los desechos líquidos resultantes de la producción de caprolactama y acrilonitrilo y de otros procesos industriales. El aprovechamiento sólo es posible cuando los desechos contienen por lo menos un 35% de sulfato amónico en solución. En otro caso, la recuperación sólo estaría justificada si se tratara de evitar la contaminación de las corrientes de agua. Como, muchas veces, la recuperación no es rentable, recientemente se han desarrollado procesos de fabricación de caprolactama con producción menor, o nula, de sulfato amónico subproducto [15].

También puede usarse para la producción de sulfato amónico el ácido sulfúrico gastado de las refinerías de petróleo, las instalaciones petroquímicas y las fábricas de jabón, a condición de que las impurezas no planteen problemas insuperables de formación de espumas o de corrosión y no hagan inaceptable el producto por otras razones. Si el ácido está muy contaminado, puede ser preferible eliminar las impurezas por combustión en un horno diseñado al efecto y producir

Figura 4. Fabricación de sulfato amónico a partir del yeso



- A Transportador de yeso
 B Tanque de lavado del yeso
 C Filtro de agotamiento del yeso
 D Reactor primario
 E Reactor secundario
 F Filtro de carbonato cálcico
 G Tanque de almacenamiento de carbonato cálcico
 H Clarificador del licor de sulfato
 I, J Bombas de alimentación del evaporador
 J, J Evaporadores-cristalizadores de vacío
 K Concentrador de la lechada
 L Centrifugadora continua o intermitente
 M Secador-transportador
 N Secador rotatorio
 O Transportador del producto
 P, P Torres de carbonato amónico
 Q, Q Cambiadores de calor - refrigeradores
 R, R Bombas de circulación del licor de carbonato

ácido virgen para la amonificación. Otra posibilidad es amonificar el ácido contaminado y granular la lechada en un sistema de tambor o de artesa similar a los utilizados para producir fertilizantes granulares.

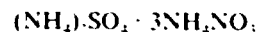
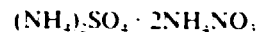
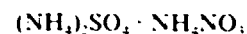
Amonificación en torres rociadoras

Desde hace muchos años se fabrican en el Japón cantidades importantes de sulfato amónico por el sistema de las torres rociadoras, con ácido sulfúrico de cámara o de contacto y amoníaco anhidro. El ácido se pulveriza en una atmósfera de vapor de amoníaco en el interior de la torre; el calor que se desprende en la reacción permite obtener sulfato amónico seco y amorfo, principalmente en partículas de calibre inferior al del tamiz número 300, que se extrae continuamente de la base de la torre por obra de un transportador de tornillo. Este tipo de sulfato amónico resulta especialmente adecuado para la fabricación de fertilizantes compuestos granulares.

Producción de sales dobles y mixtas

Amonificando mezclas de ácido sulfúrico y ácido nítrico o mediante combinaciones especiales de sus sales amónicas, pueden obtenerse com-

puestos que contengan nitrógeno amoniacal y en nitrato como verdaderas sales dobles. Se han identificado tres sales dobles, a saber



Un procedimiento alemán permite producir un nitrosulfato amónico que corresponde aproximadamente a la fórmula $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4 \cdot \text{NH}_4\text{NO}_3$ y que contiene un 62% de sulfato amónico y 38% de nitrato amónico. El contenido total en nitrógeno es del 26% (unas tres cuartas partes en forma de ion amónico y una cuarta parte en forma de nitrato). El procedimiento de fabricación es el siguiente: amonificación de la mezcla apropiada de ácidos sulfúrico y nítrico; evaporación para reducir a 3% el grado de humedad; adición de un 1%, aproximadamente, de sulfato ferroso (para reducir el apelmazamiento subsiguiente); enfriamiento hasta 100°C; refrigeración y formación de escamas. Tras un acondicionamiento suplementario mediante la pulverización con una solución de amoníaco diluido, la doble sal se granula (para lo cual se aporta a veces más sulfato amónico) y se seca, enfría y ensaca.

Otro procedimiento más sencillo, desarrollado también en Alemania, se basa en la evaporación en el vacío de una solución de nitrato amónico hasta obtener una concentración del 95%; seguidamente se baja la temperatura del producto a unos 130°C y se provoca la reacción con sulfato amónico sólido en un granulador de artesa, utilizando de dos a tres partes de solución por cada parte de producto y repitiendo la operación hasta obtener un pH de 4,0. Seguidamente se procede a las operaciones de secado, enfriamiento y ensacado. Recientemente se han desarrollado procesos para la granulación en perdigones ("prilling") del producto.

Desde hace varios años, la TVA viene produciendo un nitrofosfato amónico que contiene un 30% de N y se utiliza primordialmente en las zonas pobres en azufre. El proceso entraña la amonificación de una mezcla de ácido nítrico y ácido sulfúrico seguida de la granulación en bandeja de la lechada resultante. El producto consiste principalmente en la doble sal $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4 \cdot 3\text{NH}_4\text{NO}_3$. El nitrosulfato amónico de la calidad corriente (26% de N) contiene un 5% más de nitrógeno que el sulfato amónico y se almacena mejor que el nitrato amónico o que las mezclas de sulfato amónico sólido y nitrato amónico, gracias a la ausencia de nitrato amónico libre. Ello no obstante la fabricación en gran escala de urea y de fertilizantes binarios y ternarios de gran concepción ha reducido en

los últimos años la importancia del nitrosulfato amónico en casi todos los países.

Cuando se amonifican mezclas de ácido sulfúrico y ácido fosfórico pueden obtenerse distintas sales mixtas y dobles. Una de las más conocidas es la denominada "ammo-phos", que contiene 16% de N y 20% de P₂O₅. Después de la amonificación, la lechada resultante se trata en un granulador de artesa o de tambor y, después de desecada, tamizada —y, a veces, enfriada— da un producto hidrosoluble que contiene alrededor de dos tercios de sulfato amónico y un tercio de fosfato amónico, en peso. En condiciones normales, las propiedades de almacenamiento de este producto son satisfactorias (véase el capítulo XIV).

La TVA ha producido mezclas de urea-sulfato amónico granulares para empleo en las zonas pobres en azufre. El proceso es similar al de la granulación en bandeja de la urea simple (capítulo IX). Unos de estos productos contenía 40% de N y 4% de S [16].

Procedimientos varios

Se han propuesto o desarrollado, numerosos procedimientos para recuperar azufre del gas de combustión, basados en el tratamiento amoniacal o la inyección de amoniaco en el gas de combustión; con estos procedimientos se obtiene sulfito, bisulfito o sulfato amónicos, o mezclas de estos compuestos. Se puede obtener sulfato amónico como producto final, y se han comunicado casos de uso comercial en el Japón. Sin embargo, la demanda de sulfato amónico es reducida en proporción a las cantidades que podrían obtenerse con azufre procedente de los gases de combustión; por lo tanto, en la mayoría de los procedimientos se da salida al azufre como sulfato o sulfito cálcico, y el amoniaco se reincorpora al proceso.

6. Almacenamiento y manipulación

El almacenamiento adecuado del sulfato amónico y de otros fertilizantes depende de distintos factores. En primer lugar, los cristales del producto han de ser de tamaño uniforme, con una proporción muy baja de partículas finas. En segundo lugar, el producto ha de estar seco y, a ser posible, su contenido de humedad no debe llegar a 0,1%. En tercer lugar, las superficies de los cristales han de estar exentas de acidez libre. En cuarto lugar, después del secado hay que enfriar el producto con aire seco, en condiciones bien reguladas, si la temperatura y la humedad del ambiente son lo bastante elevadas para provocar una condensación de humedad, después del enfriamiento, en las pilas de producto almacenado a granel o en el interior de las bolsas herméticas.

C. Cloruro amónico

1. Información general

El cloruro amónico puro contiene 26% de N; el utilizado para la fabricación de fertilizantes contiene un 25% de N. La capacidad global de producción en 1978 es de 365.000 toneladas de N al año; dos tercios de esa capacidad corresponden a instalaciones situadas en el Japón [17]; la mayor parte del tercio restante se encuentra en la India [17]. Gran parte del producto japonés se exporta; durante el período 1974-78, el volumen anual de las exportaciones osciló entre 400.000 y 600.000 toneladas. Las tres cuartas partes, aproximadamente, de las exportaciones se destinaron a la China; el resto fue a once países, casi todos del Asia oriental. El consumo de cloruro amónico en el propio Japón ascendía, en 1977, a 170.000 toneladas, cifra que, muy probablemente, no comprende el cloruro amónico utilizado para la producción de fertilizantes compuestos [18]. El cloruro amónico se utiliza en diversos fertilizantes compuestos [19], entre los que cabe mencionar los siguientes:

- 18-22-0 (fosfocloruro amónico)
- 16-0-20 (cloruro amoniotásico)
- 14-14-14
- 12-18-14

El cloruro amónico se utiliza también en fertilizantes compuestos de otras calidades, en los que se combina con urea o con sulfato amónico.

Las formas del cloruro amónico preferidas para la aplicación directa son los gránulos o cristales bastos mientras que el producto en cristales finos puede utilizarse para la fabricación de fertilizantes compuestos.

Las ventajas del cloruro amónico estriban en que tiene mayor concentración que el sulfato amónico y un costo algo menor por unidad de N (en el Japón). Brinda algunas ventajas agronómicas para el cultivo del arroz [10]; la nitrificación es menos rápida que con la urea o el sulfato amónico y, por lo tanto, las pérdidas de N son menores y los rendimientos son mayores.

Aunque se le conoce principalmente como fertilizante para el arroz, el cloruro amónico ha sido ensayado y utilizado con éxito en otros cultivos —tales como el trigo, la cebada, la caña de azúcar, el maíz, los cultivos de fibras y el sorgo— en muy diversas condiciones climáticas. Digno de mención en especial es el uso del cloruro amónico para el cultivo de la palma. La importancia del cloro como nutriente indispensable del cocotero y de la palma aceitera fue advertida por vez primera, en 1971, por Uexkull y sus colaboradores, quienes señalaron la estrecha relación existente entre el contenido en cloro y la cantidad

de copra obtenida. Los estudios efectuados después por Menoza, en 1975, indicaron una respuesta lineal del coco a la influencia del cloro, expresada en la cantidad de copra obtenida por árbol. El más alto rendimiento en copra era superior en casi un 70% a los rendimientos obtenidos de los árboles que no recibían cloro [17].

El cloruro amónico tiene mucho cloro (66%); por lo tanto, cabe considerarlo como un fertilizante muy adecuado para el cultivo del cocotero en suelos con suficiente potasio pero pobres en nitrógeno y en cloro. En los suelos que también sean pobres en potasio, podría ser más eficaz combinar la aplicación de cloruro amónico con la de cloruro potásico.

El cloruro amónico tiene —por unidad de N— tanta tendencia como el sulfato amónico a la formación de ácidos, lo cual puede ser una desventaja. Otras desventajas son su bajo contenido en N, en comparación con la urea o el nitrato amónico, y el alto contenido en cloro, que puede ser perjudicial para algunos cultivos o en algunos suelos.

Si se observan ciertas precauciones, la fabricación de fertilizantes de cloruro amónico permitiría dar salida útil a los considerables excedentes de producción de cloro o de ácido clorhídrico subproducto que se acumulan de cuando en cuando en diversos países. Otra ventaja del cloruro amónico es que puede emplearse sin riesgo en los arrozales contaminados por una especie de hongos que reducirían el sulfato amónico dando lugar a la formación de sulfuros tóxicos. El uso industrial del cloruro amónico está generalizado en todo el mundo, pero el volumen de consumo resultante es relativamente pequeño; entre las principales aplicaciones de ese tipo está la fabricación de pilas secas, la soldadura y los procesos de bronceado.

2. Propiedades del cloruro amónico

Las propiedades del cloruro amónico se indican en el cuadro 2.

3. Métodos de producción

Los métodos utilizados para la producción de cloruro amónico son los que se indican a continuación, por orden de importancia:

1. El procedimiento "de las dos sales" para la fabricación simultánea de cloruro amónico y carbonato sódico;
2. El método de neutralización directa del amoníaco con ácido clorhídrico;
3. Métodos varios.

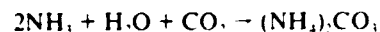
CUADRO 2. PROPIEDADES DEL CLORURO AMÓNICO PURO

Color	Blanco
Peso molecular	53,50
Densidad 20/4 C	1,526
Contenido de nitrógeno	26,7
Solubilidad, g/100 g de agua a una temperatura (°C) de:	
0	29,4
20	37,2
40	45,8
60	55,3
80	65,6
100	77,3
115,6 (punto de ebullición)	87,3
Efectos del calor	
El cloruro amónico empieza a disociarse a 350 C y se sublima a 520 C	
Humedad relativa crítica	
A 20 C (68 F)	79,2
A 30 C (86 F)	77,5

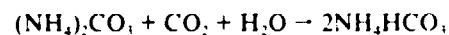
Método de las dos sales

Casi todo el cloruro amónico que se utiliza en la India, la China y el Japón para la fabricación de fertilizantes se obtiene por este método, que se describe en la monografía N.º 4 de la serie "Industria de Fertilizantes" de las Naciones Unidas [19], o en plantas Solvay debidamente modificadas. En el primer caso, la separación del cloruro amónico se consigue por la adición de cloruro amónico sólido, debidamente lavado; el procedimiento de Solvay se basa en cambio en la descomposición con un licor de calcio para recuperar el amoníaco.

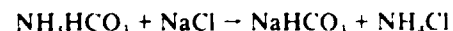
En las fábricas que utilizan este último procedimiento se trata una solución amonificada de cloruro sódico al 30% provocando la reacción con dióxido de carbono en grandes torres de absorción para obtener carbonato amónico:



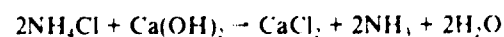
Añadiendo de nuevo dióxido de carbono se obtiene bicarbonato amónico:



La adición de cloruro sódico da lugar por último a la formación de bicarbonato sódico y cloruro amónico:



El bicarbonato sódico se separa por centrifugación o por filtración y se calcina para obtener carbonato sódico y CO_2 , que se recupera para utilizarlo de nuevo. En el proceso Solvay, el punto de equilibrio se alcanza cuando han reaccionado alrededor del 75% de los ingredientes; a continuación se tratan las aguas madres con un licor alcalinizante para recuperar el amoníaco, que vuelve a utilizarse:



El licor de cloruro cálcico puede comercializarse en algunos casos, pero otras veces es inaprovechable por falta de mercados suficientes.

En el proceso de las dos sales (o en el proceso Solvay modificado), las aguas madres que quedan después de separado el bicarbonato sódico se amonifican, se enfrían a menos de 15°C y se desalan para obtener cloruro amónico añadiendo cloruro sódico sólido purificado. El precipitado de cloruro amónico se centrifuga, se lava y se seca. Los cristales finos pueden granularse tras una compactación entre rodillos o utilizarse en la fabricación de fertilizantes compuestos. En fecha más reciente, se ha desarrollado en el Japón un método para fabricar cloruro amónico en cristales grandes, en forma de grano de arroz, de 2 a 3 milímetros de diámetro, efectuando las operaciones de refrigeración, nucleación y cristalización en condiciones rigurosamente determinadas y en recipientes separados de diseño especial.

La lechada resultante de la última cristalización se separa por centrifugación, se lava y se seca en un secador rotatorio a 105°C hasta reducir el grado de humedad al 0,25%, aproximadamente. Una vez extraído el cloruro amónico, se vuelve a amonificar el licor, que pasa otra vez a la torre de carbonatación, en la que se forma más bicarbonato sódico y se inicia un nuevo ciclo de fabricación. En la figura 5 se reproduce el diagrama esquemático de este proceso.

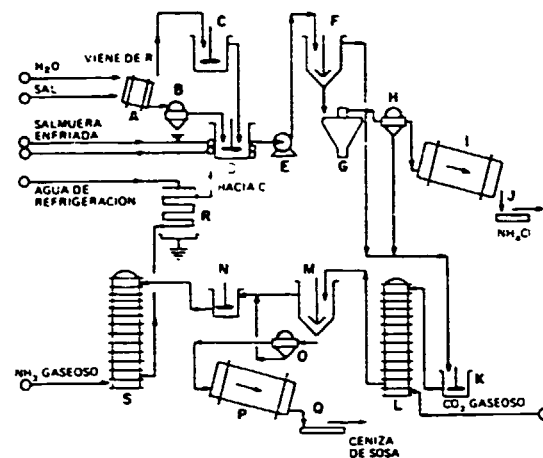
Se ha comunicado que el cloruro amónico producido por este procedimiento, sobre todo si se granula o se produce en forma cristalina basta, presenta buenas propiedades físicas. En el cuadro 3 se indica la composición normal del producto.

La economía del proceso ha de evaluarse comparándola con la de otros métodos aplicables para la producción de ceniza de sosa. Este tema se discute en una publicación de la ONUDI [19]. La comparación es sumamente favorable cuando el procedimiento se lleva a cabo junto a una fábrica de amoníaco que pueda utilizarse como fuente de suministro de CO₂.

Como ya se ha indicado, la precipitación del bicarbonato sódico en el proceso ordinario de Solvay no puede llevarse más allá del 75%. El procedimiento Solvay modificado y el procedimiento de las dos sales reducen considerablemente las necesidades de cloruro sódico (a 1,25 o 1,5 toneladas de NaCl por tonelada de ceniza de sosa, en vez de unas dos toneladas de NaCl en el procedimiento Solvay ordinario). Esa posibilidad puede representar una economía considerable de divisas para los países que han de importar la sal común. Además, este proceso dual no requiere cal calcinada ni plantea el problema de la eliminación del licor de cloruro cálcico sobrante.

En la mayoría de los países, la demanda de fertilizantes nitrogenados es muy superior a la de

Figura 5. Producción de cloruro amónico por el procedimiento de las dos sales



- A Lavoradora de la sal
- B Centrifugadora de separación de la sal
- C Tanque de salmuera amonificada
- D Tanque de reacción
- E Bomba para la lechada
- F Tanque para la lechada de cloruro amónico
- G Concentrador de la solución de cloruro amónico
- H Centrifugadora para la separación del cloruro amónico
- I Secador del cloruro amónico
- J Transportador de cloruro amónico producto
- K Tanque para las aguas madres
- L Torre de carbonatación
- M Tanque de lechada de bicarbonato
- N Tanque de aguas madres con bicarbonato
- O Centrifuga para la separación del bicarbonato
- P Horno de calcinación de la ceniza de sosa
- Q Transportador de ceniza de sosa producto
- R Enfriador de la salmuera amonificada
- S Torre de amonificación

CUADRO 3. COMPOSICIÓN NORMAL DEL CLORURO AMÓNICO OBTENIDO POR EL PROCEDIMIENTO DE LAS DOS SALES

NH ₄ Cl (mínimo)	95,0
NaCl	1,5
Carbonatos, en equivalente de CO ₂	0,5
Sulfatos, en equivalente de SO ₄	0,3
Materiales insolubles	0,1

ceniza de sosa; por lo tanto, no es probable que el cloruro amónico obtenido de esta fuente contribuya en medida elevada a atender las necesidades de fertilizantes nitrogenados.

Método de neutralización directa

En varios países se obtiene un cloruro amónico de gran pureza por reacción directa entre el vapor de amoníaco anhidro y el ácido clorhídrico gaseoso:



En la mayoría de los casos, la neutralización se hace a presiones reducidas (entre 250 y 300 mm de mercurio) en uno o varios tanques de acero con dos revestimientos interiores, uno de caucho y otro de ladrillo inerte. El gas clorhídrico concentrado pasa primero por un aspirador donde se diluye con aire hasta una concentración del 20% aproximadamente, y pasa después al tanque de reacción por un tubo rociador vertical. La introducción del amoníaco puede hacerse por un segundo tubo rociador o por medio de boquillas tangenciales situadas en la base del tanque de reacción. El gran volumen de aire que entra en el tanque con el vapor de ácido clorhídrico facilita la mezcla con el amoníaco anhidro y elimina la necesidad de un agitador mecánico que, sobre consumir energía, plantearía problemas de mantenimiento.

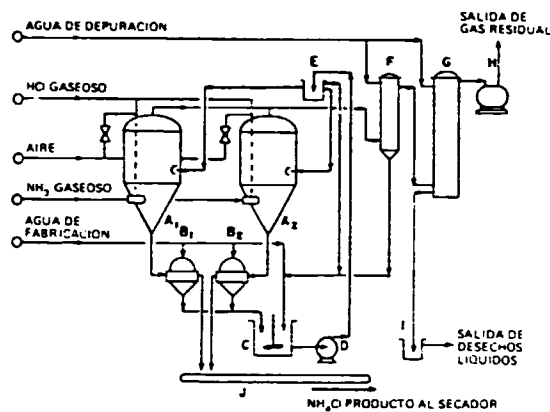
Asimismo, el funcionamiento en el vacío no sólo facilita en extremo la refrigeración, sino que impide el escape de vapores nocivos y permite prescindir de ventiladores para la dispersión del vapor de ácido clorhídrico, con la consiguiente economía de gastos de instalación y de mantenimiento. Las condiciones típicas de la reacción son de 250 a 300 milímetros de mercurio de presión, y de 75 a 80°C de temperatura en la lechada de salida.

En la mayoría de los casos, la entrada de ácido se gradúa en función del ritmo de fabricación previsto y la adición de amoníaco se regula para conseguir un pH constante de 8,0. El sistema de regulación debe estar provisto de un timbre de alarma y de un mando especial para cerrar la entrada de ácido si el pH cae por debajo de 7,0; en otro caso, las partes de la instalación que no están protegidas por revestimientos de caucho o de plástico (por ejemplo, la centrifuga), no tardarían en sufrir graves deterioros por efecto de la corrosión. Se retira del saturador la lechada, a una concentración de sólidos del orden del 80%; y los cristales de cloruro amónico se separan y se enjuagan en centrifugas de acero inoxidable. En algunos casos, el secado se hace también en el separador por insuflación de aire caliente en la capa de cristales antes de la descarga. La centrifuga puede sustituirse por un filtro-secador alimentado por la parte superior.

Las aguas madres procedentes de las centrifugas se bombean al saturador, o saturadores, pasando por un tanque de almacenamiento. Para evitar la corrosión, y eliminar la contaminación del aire, los gases de salida del saturador han de depurarse bien antes de entrar en la bomba de vacío o en la unidad de inyección. Suele emplearse un sistema depurador bietapa, que puede consistir en un depurador-condensador barométrico seguido de una torre compactada. El licor de salida del depurador-condensador se devuelve al tanque de

aguas madres y se evapora en el saturador, lo que permite a la vez regular la temperatura y recuperar el ácido. En la figura 6 se reproduce un diagrama esquemático del método de neutralización directa.

Figura 6. Método de neutralización directa para la fabricación de cloruro amónico



- A. A. Dispositivos de neutralización y cristalización
- B. B. Centrifugas continuas o intermitentes
- C. C. Depósito de aguas madres
- D. D. Bomba de alimentación del dispositivo de neutralización
- E. E. Alimentación del dispositivo de desdoblamiento
- F. F. Depurador primario
- G. G. Depurador secundario
- H. H. Bomba de vacío
- I. I. Dispositivo de cierre
- J. J. Transportador de producto

Como en otros procesos industriales basados en la reacción entre el ácido clorhídrico (o cloruro) y el amoníaco, la presencia de indicios de cloro libre en el ácido de alimentación puede ocasionar explosiones catastróficas, debidas a la formación de tricloruro de nitrógeno en el saturador. Es necesario, por tanto, instalar dispositivos de seguridad eficaces para vigilar la entrada de HCl e interrumpirla tan pronto como se advierta la presencia de cloro. Con ese objeto, cabe instalar, por ejemplo, una tubería de derivación que haga pasar pequeñas cantidades de gas por un colorímetro de célula fotoeléctrica con yoduro potásico, o utilizar un analizador continuo cromatográfico o de absorción.

Después de la separación y el secado, el cloruro amónico cristalino debe envasarse lo antes posible en sacos impermeables para minimizar las dificultades ulteriores de almacenamiento y aplicación. Varios ensayos recientes han demostrado que ciertos antiaglomerantes (derivados de ciertos ácidos grasos o sustancias inertes pulverizadas) reducen la tendencia al apelmazamiento si se aplican a los cristales después del secado o se añaden al saturador. La granulación tras compactación entre rodillos proporcionaría un material

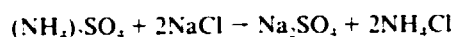
que se presta bien a la aplicación directa; y los cristales finos podrían utilizarse en la producción de fertilizantes compuestos.

Si las materias primas (y los productos de recuperación, de haberlos) están exentos de impurezas, y las instalaciones son de modelo adecuado y funcionan bien, el método de la neutralización directa permite obtener un cloruro amónico casi puro. Por ejemplo, el producto obtenido en una fábrica de la India reúne con creces los requisitos exigidos por la Farmacopea Inglesa.

Se puede utilizar HCl obtenido como subproducto en la fabricación de sulfato potásico por el proceso Mannheim (véase el capítulo XVIII). También se dispone de considerables cantidades de HCl subproducto procedente de otras industrias. La producción de cloruro amónico puede resultar interesante como medio de utilizar el HCl subproducto, que a menudo tiene escaso valor y plantea un difícil problema de eliminación.

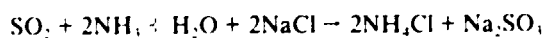
Procesos varios

También puede obtenerse el cloruro amónico por reacción entre el sulfato amónico y el cloruro sódico:



Uno de los métodos utilizados con ese objeto se basa en la adición de sulfato amónico con un 5% de sal común a una solución de sulfato amónico que seguidamente se calienta y se agita durante varias horas. La lechada resultante se filtra o se centrifuga en caliente y se lava con agua caliente para separar el sulfato sódico sólido del licor de cloruro amónico, que se concentra, se enfría y se cristaliza en recipientes forrados de plomo. Después de la cristalización, se separan los cristales por centrifugación y se practican las operaciones de lavado con agua y secado. Normalmente, sólo el cloruro amónico destinado a usos químicos se fabricaría por este método — y en cantidades relativamente pequeñas— ya que como fertilizante se podría considerar preferible el sulfato amónico utilizado como materia prima.

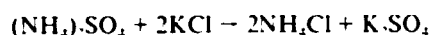
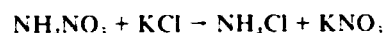
Otro método utilizado se basa en emplear licor de sulfito o SO_2 con amoníaco y cloruro sódico en la forma siguiente:



Se añade amoníaco o dióxido de azufre y, en su caso, licor de sulfito, a una solución de sal común en cantidades suficientes para que el exceso de SO_2 sea inicialmente del orden del 2% del bisulfito; cuando la reacción llega al punto de equilibrio, la proporción del sobrante se reduce al 1%. Cuando la temperatura se acerca a los 60°C se forma un precipitado de sulfito sódico que se separa por centrifugación antes de lavarlo y secarlo. Las aguas madres de cloruro amónico

debidamente concentradas, cristalizadas y centrifugadas, permiten obtener un producto de gran pureza después de las operaciones de lavado y secado.

Aunque la producción de cloruro amónico destinado específicamente al uso como fertilizante es rara en todas las regiones, con excepción del Asia oriental, el cloruro amónico es un componente muy común de los fertilizantes compuestos (granulares o líquidos) en Europa y en Norteamérica. Se forma en los fertilizantes NPK por reacción del nitrato amónico y/o el sulfato amónico con el cloruro potásico:



Estas reacciones llegan casi a completarse en la mayoría de los procesos de granulación, en los procesos de nitrofosfatos y en los de producción de fertilizantes compuestos líquidos. Ando y sus colaboradores hallaron que el cloruro amónico es una de las formas más comunes del nitrógeno en las calidades de fertilizantes NPK granulares más extendidas en los Estados Unidos [21]. Así pues, y aunque haya en este sector industrial personas que lo ignoren, la producción y el uso de fertilizantes compuestos que contienen cloruro amónico están bien arraigados en el mundo entero.

D. Ácido nítrico

1. Antecedentes

El ácido nítrico es un producto conocido desde muy antiguo, pues se fabricaba ya en la Edad Media, si no antes. Hacia el año 1100, Geber descubrió un método para la obtención de "agua fuerte" por destilación de nitro con sulfato de cobre y alumbre. A mediados del siglo XVII, Glauber obtuvo ácido nítrico fumante destilando nitro con ácido sulfúrico concentrado. En 1785, Cavendish demostró que el ácido nítrico estaba formado por nitrógeno y oxígeno, provocando descargas eléctricas en una mezcla de estos gases. En Cambridge, Milner obtuvo ácido nítrico en 1788, haciendo pasar amoníaco por dióxido de manganeso y absorbiendo los vapores en agua [22]. En 1839, Kuhlman patentó un método de obtención de óxido nítrico fundado en el uso del platino para la oxidación de una mezcla de amoníaco y aire; el método de Kuhlman sirve de base a casi todos los procedimientos actualmente utilizados para la fabricación de ácido nítrico.

En 1895, Rayleigh demostró la posibilidad de separar el nitrógeno y el oxígeno del aire y de

combinarlos por medio de descargas eléctricas para obtener óxidos de nitrógeno. Crookes investigó ese mismo fenómeno, que sirvió de base para la instalación de una pequeña planta piloto en Manchester (Inglaterra) en 1900. Es de notar, sin embargo, que el rendimiento de óxido nítrico de este método era solamente del 1.5 al 2.0%, a pesar de un enorme consumo de energía. Birkeland y Eyde construyeron en Noruega en 1902 la primera fábrica comercial, que funcionó durante varios años con una instalación de 350.000 caballos de vapor (261.000 kW), alimentada por energía hidroeléctrica. Posteriormente, empezó a utilizarse el método de oxidación del amoníaco con un catalizador de platino; sus autores fueron Ostwald y Brauer, y su aprovechamiento industrial se inició en Alemania alrededor de 1908 [23]. Este método terminó por hacer que cayera también en desuso el de destilación del nitro (que había sido el más importante para la fabricación de ácido nítrico). Consistía este último método en la destilación de nitrato sódico (principalmente, nitrato de Chile) con ácido sulfúrico concentrado, seguida de la oxidación y la absorción simultáneas de los vapores en agua, en recipientes de gres.

La principal aplicación del ácido nítrico es la producción de fertilizantes, en particular la obtención de nitrato amónico que se emplea como tal o en fertilizantes compuestos, nitrofosfatos, soluciones nitrogenadas o sales mixtas. Otras aplicaciones de menor importancia, también para fertilizantes, son la preparación de nitrato cálcico y de nitrato potásico. El ácido nítrico tiene también muchas aplicaciones industriales, la más importante de las cuales es la fabricación de explosivos.

2. Propiedades del ácido nítrico

El ácido nítrico es un ácido fuerte y un poderoso agente de oxidación. El HNO_3 no existe normalmente en estado líquido. La destilación de soluciones concentradas a baja presión con ácido sulfúrico concentrado y ozono permite obtener ácido nítrico casi puro (del 99,7%) con un peso específico de 1,52. La congelación de una solución al 98% provoca la separación de cristales incoloros con un punto de fusión de $-41,6^\circ\text{C}$. Calentado a la presión atmosférica, el ácido nítrico concentrado hierve a los $78,2^\circ\text{C}$ pero empieza a descomponerse y termina dando una solución de HNO_3 al 68% con un punto de ebullición máximo de $120,5^\circ\text{C}$. El producto resultante corresponde sobre poco más o menos a la fórmula $2\text{HNO}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$, pero no es un verdadero hidrato, ya que su composición y su concentración varían con la presión. En el cuadro 4 se resumen las propiedades más importantes del ácido nítrico.

CUADRO 4. PROPIEDADES DEL ACIDO NITRICO

Peso molecular	63,02
Color	
En estado líquido	Transparente a amarillo
En estado gaseoso	Transparente a amarillo o pardo (el producto se oscurece por exposición prolongada a la luz)
Olor	Dulzón a penetrante
Efectos tóxicos	
En estado líquido	Rápida acción corrosiva sobre el tejido cutáneo y muscular y sobre la mayoría de los compuestos orgánicos
En estado de óxido gaseoso	De anestésicos a muy tóxicos
Punto de fusión	$-41,6^\circ\text{C}$
Punto de ebullición de una mezcla de concentración constante de 68% de HNO_3 a 760 mm de Hg	$120,5^\circ\text{C}$
Densidad del HNO_3 al 68% , $20/4^\circ\text{C}$	1,41
Índice de refracción a $16,4^\circ\text{C}$	1,397
Solubilidad en agua	Totalmente soluble en todas las concentraciones
Acidez	Acido fuerte, con marcadas características oxidantes. Hace pasivos a ciertos metales, como el hierro y el aluminio
Entropía	
En estado líquido a 16°C	37,19 cal/mol
En estado gaseoso a 25°C	63,62 cal/mol
Calor de fusión	2 503 cal/mol
Calor de vaporización a 20°C	9 426 cal/mol
Calor de dilución infinita a 25°C	$-7 971$ cal/mol
Capacidad calórica a 27°C	26,24 cal/mol
Impurezas habituales del HNO_3 , de origen amoniacal	Cl_2 : menos de 5 ppm NH_3 : menos de 5 ppm

Pueden obtenerse dos hidratos sólidos $-\text{HNO}_3 \cdot \text{H}_2\text{O}$ y $\text{HNO}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}-$ con puntos de fusión próximos a -38°C y a $-18,5^\circ\text{C}$, respectivamente. El calor de dilución máximo correspondiente al compuesto $3\text{HNO}_3 \cdot \text{H}_2\text{O}$, pero no se ha obtenido ningún verdadero hidrato de esa composición. Si se concentran soluciones diluidas de ácido nítrico a la presión atmosférica, se obtiene una solución con un punto de ebullición máximo, que corresponde asimismo al HNO_3 al 68%. En la figura 7 se representa la relación entre el peso específico y el porcentaje de ácido nítrico a 15°C .

3. Óxidos de nitrógeno

Los óxidos de nitrógeno que son de interés para la producción de ácido nítrico son:

Oxido nitroso	N_2O
Oxido nítrico	NO

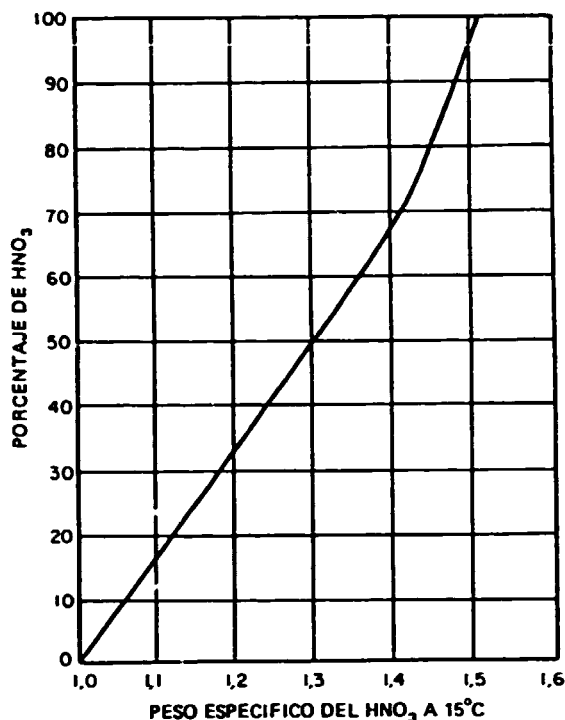
Dióxido de nitrógeno NO_2
Tetraóxido de dinitrógeno N_2O_4

De estos óxidos, el NO y el NO_2 son de importancia primordial. El N_2O_4 existe en equilibrio con el NO_2 ($2\text{NO}_2 = \text{N}_2\text{O}_4$) y no se encuentra, en proporciones importantes, cuando la temperatura supera los 100°C . Actúa como un intermedio de transición en la absorción a baja temperatura del NO_2 en el ácido nítrico. El N_2O rara vez aparece en cantidades importantes. A las mezclas de óxidos de nitrógeno —por lo general, de NO y NO_2 — se les suele denominar NO_x , particularmente en los textos referentes al control de la contaminación.

4. Consideraciones químicas y teóricas sobre la producción de ácido nítrico a partir de amoníaco

Se indican a continuación las reacciones químicas que se operan en la producción de ácido nítrico a partir de amoníaco —incluyendo las reacciones deseables y algunas indeseables— indicando en cada caso los valores de calor de reacción.

Figura 7. Peso específico de distintas soluciones de ácido nítrico a 15°C



REACCIONES QUÍMICAS QUE SE OPERAN EN LA PRODUCCIÓN DE ÁCIDO NÍTRICO, Y VALORES NORMALES DEL CALOR DE REACCIÓN

Datos tomados de: National Bureau of Sciences Technical Note 270-3, Selected Values of Chemical Thermodynamic Properties, enero 1962.

N°	Reacción	Calor de reacción ^a	
		kilov/mol	cal/mol
1	$\text{NH}_3(\text{g}) + 2\text{O}_2(\text{g}) \rightarrow \text{HNO}_3(\text{ac}) + \text{H}_2\text{O}(\text{l})$	-436 918	-104 423
2	$4\text{NH}_3(\text{g}) + 5\text{O}_2(\text{g}) \rightarrow 4\text{NO}(\text{g}) + 6\text{H}_2\text{O}(\text{g})$	-226 523	-54 139
3	$4\text{NH}_3(\text{g}) + 3\text{O}_2(\text{g}) \rightarrow 2\text{N}_2(\text{g}) + 6\text{H}_2\text{O}(\text{g})$	-316 832	-75 723
4	$2\text{NH}_3(\text{g}) + 2\text{O}_2(\text{g}) \rightarrow \text{N}_2\text{O}(\text{g}) + 3\text{H}_2\text{O}(\text{g})$	-275 780	-65 911
5	$4\text{NH}_3(\text{g}) + 6\text{NO}(\text{g}) \rightarrow 5\text{N}_2(\text{g}) + 6\text{H}_2\text{O}(\text{g})$	-451 296	-107 860
6	$2\text{NO}(\text{g}) + \text{N}_2(\text{g}) + \text{O}_2(\text{g})$	-90 309	21 583
7	$2\text{NO}(\text{g}) + \text{O}_2(\text{g}) \rightarrow 2\text{NO}_2(\text{g})$	-57 108	13 649
8	$2\text{NO}_2(\text{g}) \rightarrow \text{N}_2\text{O}_4(\text{g})$	-28 617	-6 839
9	$3\text{N}_2\text{O}_4(\text{g}) + 2\text{H}_2\text{O}(\text{l}) \rightarrow 4\text{HNO}_3(\text{ac}) + 2\text{NO}(\text{g})$	-15 747	-3 764
10	$2\text{NO}_2(\text{g}) + \text{H}_2\text{O}(\text{l}) \rightarrow 2\text{HNO}_3(\text{ac}) + \text{NO}(\text{g})$	-58 672	14 023
11	$4\text{NO}(\text{g}) + 3\text{O}_2(\text{g}) + 2\text{H}_2\text{O}(\text{l}) \rightarrow 4\text{HNO}_3(\text{ac})$	-144 334	34 496
12	$4\text{NO}_2(\text{g}) + \text{O}_2(\text{g}) + 2\text{H}_2\text{O}(\text{l}) \rightarrow 4\text{HNO}_3(\text{ac})$	87 226	20 847
13	$2\text{N}_2\text{O}_4(\text{g}) + \text{O}_2(\text{g}) + 2\text{H}_2\text{O}(\text{l}) \rightarrow 4\text{HNO}_3(\text{ac})$	-58 609	14 008

^aValores del calor de reacción por mol del compuesto subrayado. Todas las reacciones son exotérmicas

La reacción general es fuertemente exotérmica. Del total del calor liberado, más de la mitad se desprende en la etapa de oxidación del amoníaco (reacción 2) a temperatura elevada, lo que permite su recuperación económica como vapor o con otros fines (que se describen más adelante). Otra parte del calor desprendido por la reacción 7 (la mitad, aproximadamente) puede recuperarse a un nivel de temperatura útil. El resto del calor se

desprende a una temperatura demasiado baja para la recuperación útil, y requiere un consumo neto de energía para la circulación del agua de enfriamiento, el ácido, y el gas de fabricación, así como, en algunos casos, para refrigeración.

En la etapa de oxidación del amoníaco, la reacción 2 es la reacción deseada; y las que llevan los números 3, 4, 5 y 6 son reacciones indeseables que deben mantenerse en un mínimo. La eficien-

cia de conversión del amoniaco, que se expresa indicando qué porcentaje del amoniaco se convierte en NO , es función, principalmente, de la actividad del catalizador, la temperatura, la presión, lo bien que se mezclen el aire aportado y el amoniaco, y la velocidad del flujo de gas al pasar por el catalizador. Se pueden obtener fácilmente eficiencias de conversión superiores al 94% en un amplio campo de temperaturas: de 800 a 1.000°C. Por encima de los 1.000°C se hace apreciable la descomposición del NO (reacción 6), y la pérdida de catalizador por volatilización de los óxidos de platino y de rodio adquiere proporciones serias, incluso a temperaturas algo más bajas. En la tabla siguiente se indican las interrelaciones usuales entre la temperatura (medida en la superficie del catalizador), la presión de fabricación y la eficiencia de conversión [24]. Los datos son normales para una práctica correcta, y están sujetos a cierta variación.

Presión en atm	Temperatura, en °C	Eficiencia de conversión, en %
1	790-850	97-98
3.5	870	96-97
8	920	95-96
10.5	940	94-95

La temperatura se controla precalentando el aire y el amoniaco y regulando la cantidad de aire excesivo. El porcentaje de aire excesivo suele ser tal que se traduzca en un contenido de entre 8 y 11,5% de NH_3 , en volumen, en la mezcla amoniaco-aire. Deben evitarse las mezclas con contenidos superiores, pues el límite explosivo empieza hacia el 12%, y los requisitos estequiométricos corresponden al 14,2% de NH_3 .

Se han ensayado como catalizadores diferentes aleaciones y óxidos metálicos, pero en general se da preferencia al platino con una proporción de rodio contenida entre el 2 y el 10%. En las plantas de alta presión (8-11 atm) la aleación usual contiene 90% de Pt y 10% de Rh. En las plantas de presión media se utiliza platino con 5-7% de Rh. En la URSS se utiliza también una aleación ternaria que contiene 3,5% de Rh, 4% de Pd y 92,5% de Pt [25]. El rodio confiere mayor resistencia mecánica al hilo de platino, eleva su actividad catalítica y reduce las pérdidas de catalizador. En cambio, cuesta más del doble que el platino.

Se han probado muchas otras aleaciones del grupo de elementos del platino. También se han hecho experimentos con catalizadores de óxidos de metales bajos, que se han utilizado comercialmente durante la guerra, cuando era imposible obtener platino. Diversas combinaciones de óxidos de bismuto, cobalto, torio, cerio y otros metales han dado resultados prometedores, y los estudios continúan [26]. Sin embargo, no se tiene noticia

de que, hasta la fecha, ninguno de esos materiales se haya utilizado comercialmente.

La reacción 1 es la reacción general deseada. Las etapas del proceso son la oxidación del amoniaco (reacción 2), la transformación del NO en NO_2 por oxidación (reacción 7) y la conversión del NO_2 en ácido nítrico (reacción 12). La reacción 12 es el resultado general de una serie de etapas en las que el NO_2 o el N_2O_4 reacciona con agua para formar ácido nítrico y NO (reacción 10 o reacciones 7, 8 y 9). El NO formado por estas reacciones tiene luego que ser reoxidado y reabsorbido formando más ácido nítrico a NO , y este ciclo se repite hasta que la cantidad de NO queda reducida a un nivel muy bajo.

Una variable de capital importancia es el volumen de gas que entra en contacto con el catalizador por unidad de tiempo. El aumento del caudal de gas no sólo acrecienta la cantidad de amoniaco disponible para oxidación (en el supuesto de que la composición del gas sea constante) sino que, probablemente, intensifica también el paso de oxígeno por la superficie del catalizador y acelera la separación de los productos intermedios recién formados. Por otra parte, si la velocidad de paso del gas es baja, el óxido nítrico formado por el contacto con el catalizador puede difundirse desprendiendo dióxido de nitrógeno, lo que se traducirá luego en una pérdida de nitrógeno fijado (reacción 5). La misma reacción puede operarse si por el catalizador pasa amoniaco no convertido, lo cual puede ocurrir en caso de que la mezcla se haya hecho mal o de que haya orificios en la rejilla del catalizador.

Aumentando la velocidad del gas y disponiendo el catalizador en varias capas sucesivas se reducen también las ulteriores reacciones indeseables entre el amoniaco no convertido y los óxidos de nitrógeno, así como la disociación del óxido nítrico en nitrógeno y oxígeno (reacción 6). Se minimizan así las reacciones secundarias indeseables y resulta favorecida la reacción 2 gracias a la mayor velocidad del gas y a la reducción del tiempo de contacto a unos 0,001 segundos en la mayoría de los casos.

Naturalmente, hay cierta velocidad límite pasada la cual surgen efectos indeseables que pueden incluir aumento de la erosión, pérdida de catalizador, y quizá hacer que la oxidación del amoniaco sea incompleta. La velocidad óptima aumenta con la temperatura [26]. Está muy extendida la práctica de establecer una relación entre el peso del catalizador y la capacidad de la planta, a los efectos de diseño. Esta relación suele expresarse mediante la llamada "tasa de carga de amoniaco". En una publicación reciente se dan como corrientes tasas de entre 246 y 294 libras de amoniaco por onza troy de catalizador por día (3,6-4,3 kg/g/día) [24]. Estos valores se aplican

tanto a las plantas de oxidación de alta presión como a las de baja presión.

El óxido nítrico formado en el quemador de amoníaco ha de oxidarse, con el aire residual, dando dióxido de nitrógeno, antes de la absorción en agua. Durante la absorción se forma algo de óxido nítrico, que ha de oxidarse también antes de la reabsorción (reacción 7).

Esta oxidación se verifica por una reacción trimolecular de tercer orden, poco habitual por su coeficiente térmico negativo; para favorecerla convendrá, por tanto, disminuir la temperatura y aumentar la presión. Se ha comprobado que el tiempo de conversión es función inversa del cuadrado de la presión. La velocidad de reacción es función directa del cubo de la presión [24]. Aunque son muchos los investigadores que han estudiado esta reacción con gran detenimiento, todavía no se conoce a fondo su mecanismo.

Las principales reacciones de absorción de importancia para la fabricación de ácido nítrico son las reacciones 7, 8 y 9. La reacción general entre el dióxido de nitrógeno y el agua es la reacción 12.

La absorción del dióxido de nitrógeno en agua ha sido objeto de investigaciones muy detenidas, y los numerosos datos reunidos en las investigaciones permiten sentar algunas conclusiones importantes [27]. Se ha comprobado, por ejemplo, que con reducción de la temperatura el equilibrio de la fase gaseosa da lugar a la formación de mayores cantidades de N_2O_4 , con un aumento de solubilidad en NHO_3 . En consecuencia, la reducción de la temperatura en $5^\circ C$ no sólo mejora en algunos casos la velocidad de absorción sino que aumenta además la concentración del ácido en un 2% aproximadamente. Además, la tendencia del ácido nítrico a descomponerse disminuye. Cabe afirmar, por tanto, que el funcionamiento general del aparato de absorción es mucho más eficaz a temperaturas bajas.

También influye positivamente en la eficacia de la absorción el aumento de la presión, no sólo por su beneficioso efecto simultáneo sobre la reacción 7 sino también por la mayor velocidad de la absorción propiamente dicha y por el desplazamiento del equilibrio químico en sentido favorable a la formación de ácido nítrico más concentrado. Con presiones de 50 atmósferas y tiempos de presencia en el aparato de enfriamiento/absorción de hasta 15 segundos, pueden obtenerse concentraciones de hasta un 72% de HNO_3 , si bien el rendimiento de absorción es bajo. Es de notar, sin embargo, que, desde el punto de vista comercial, los aumentos de presión necesarios para obtener concentraciones de HNO_3 superiores al 60% resultan antieconómicos, a menos que se utilicen instalaciones de absorción especiales.

5. Consideraciones referentes a la producción

Información general

Hay numerosos procedimientos patentados para la fabricación de ácido nítrico, pero las diferencias principales entre unos y otros no son de carácter fundamental sino más bien de detalle, en lo que respecta al diseño o las condiciones de explotación. Las operaciones principales de la fabricación de ácido nítrico en las instalaciones modernas son las siguientes:

1. Vaporización, supercalentamiento y filtración del amoníaco anhidro;
2. Precalentamiento, filtración y compresión del aire utilizado para la reacción;
3. Oxidación catalítica del amoníaco;
4. Enfriamiento del óxido nítrico por intercambio térmico con diversas sustancias (aire de la reacción, agua de caldera, gas residual, etc);
5. Oxidación de óxido nítrico a óxidos más fuertes;
6. Absorción de los óxidos de nitrógeno en agua, con formación de ácido nítrico;
7. Blanqueo del ácido por adición de aire u otros medios;
8. Tratamiento del gas residual para mejorar el rendimiento total de la instalación y reducir la contaminación del aire;
9. Recuperación de la energía presente en los gases comprimidos;
10. Recuperación de catalizador para su reventa ulterior.

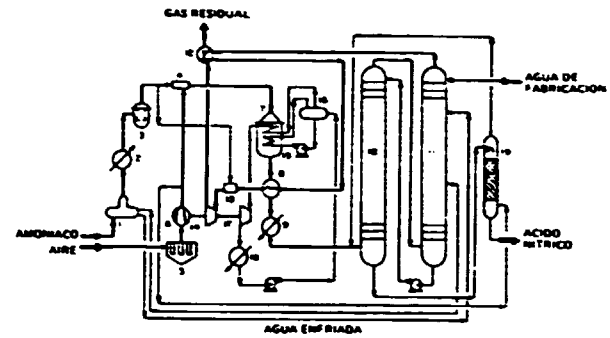
Con frecuencia, los procesos comerciales se clasifican según la presión utilizada. En los procesos "monopresión" se utiliza igual presión en todas las etapas, mientras que en los de presión dual se utiliza una presión más baja en la etapa de oxidación que en la etapa de absorción.

En las primeras fábricas de ácido nítrico se utilizaba en todo el proceso una presión muy cercana a la atmósfera. En cambio, casi todas las fábricas modernas utilizan presiones elevadas, siendo corrientes los tipos generales siguientes: a) plantas "monopresión" en que se aplica una presión mediana (3-5 atm) en todo el proceso; b) plantas monopresión en que se aplica una presión elevada (8-13 atm) en todo el proceso, y c) plantas de presión dual en que se opera con presión mediana en la combustión y con presión alta en la absorción. En las figuras 8 a 11 se representan, mediante diagramas simplificados, los flujos correspondientes a estos diversos tipos de plantas.

Al comentar los diagramas de procesos de las figuras 8 a 11, debe señalarse que cada diagrama está basado en información proporcionada por una organización de proyección y construcción distinta. Cada una de las organizaciones ofrece un campo de procesos a fin de atender las diversas necesidades de sus clientes. Por ejemplo, el procedimiento identificado como proceso Uhde en la figura 8 es sólo uno de los varios procesos que esa compañía ofrece. Además, hay otras varias compañías que ofrecen procesos para la obtención de ácido nítrico, y no se pretende en modo alguno dar a entender que los procesos ofrecidos por las cuatro compañías cuyo nombre se menciona son necesariamente superiores a los que ofrecen otras compañías.

Procede indicar aquí algunas características de determinados procesos que pueden no advertirse claramente mediante el simple examen de los diagramas correspondientes. En el proceso Uhde para presión intermedia, que se opera a 5 atm, el amoníaco es vaporizado por el agua de enfriamiento, lo que proporciona agua muy fría para refrigerar la segunda torre de absorción. El agua de enfriamiento pasa luego de nuevo al vaporizador de amoníaco. Con este tipo de planta pueden lograrse concentraciones de hasta el 65% de ácido nítrico con una recuperación general de nitrógeno de hasta el 96%, y el contenido en NO_x del gas residual es de unas 500 ppm. Si esta concentración

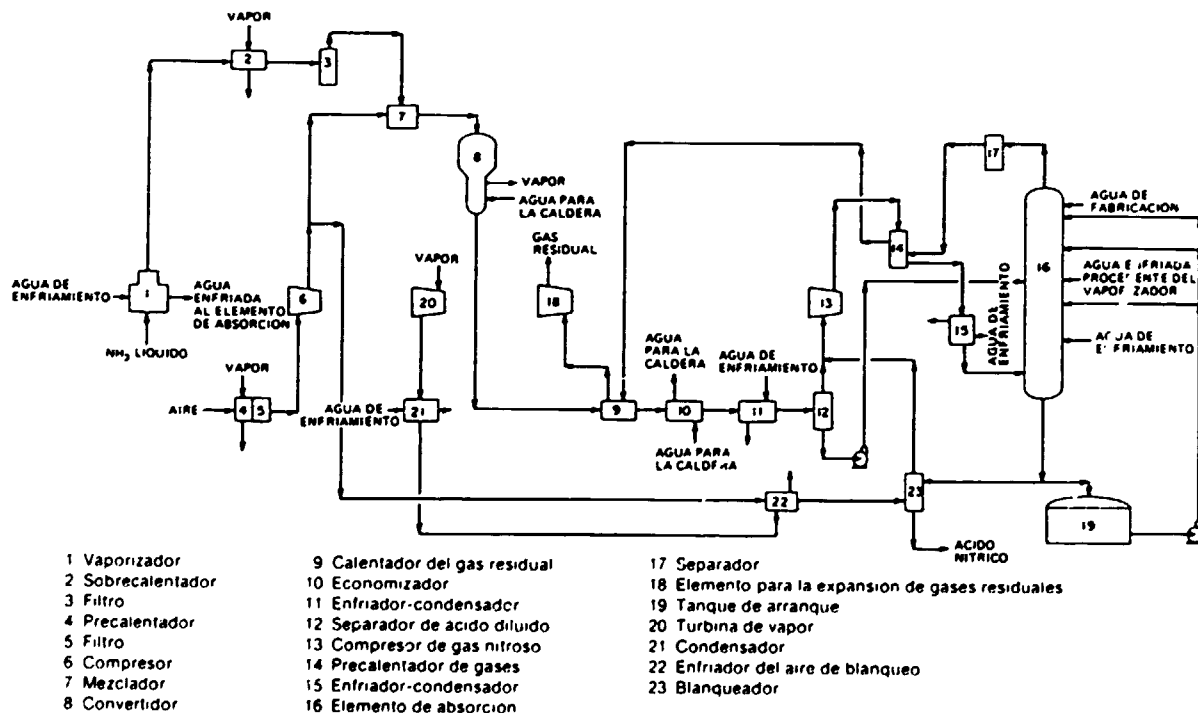
Figura 8. Proceso Uhde para la obtención de ácido nítrico a mediana presión



Principales elementos del equipo

- 1 Vaporizador
- 2 Sobrecalentador
- 3 Filtro del amoníaco
- 4 Mezclador
- 5 Filtro de aire
- 6 Compresor del aire
- 7 Convertidor
- 8 Calentador del gas residual
- 9 Condensador enfriador
- 10 Primer elemento de absorción
- 11 Segundo elemento de absorción
- 12 Precalentador del gas residual
- 13 Unidad de reducción del gas residual
- 14 Turbina de expansión del gas residual
- 15 Caldera alimentada por calor perdido
- 16 Tambor de vapor
- 17 Turbina de vapor de condensación
- 18 Condensador de la turbina de vapor
- 19 Blanqueador

Figura 9. Proceso Grande Paroisse para la obtención de ácido nítrico con presión dual



- | | | |
|-------------------|-------------------------------|---|
| 1 Vaporizador | 9 Calentador del gas residual | 17 Separador |
| 2 Sobrecalentador | 10 Economizador | 18 Elemento para la expansión de gases residuales |
| 3 Filtro | 11 Enfriador-condensador | 19 Tanque de arranque |
| 4 Precalentador | 12 Separador de ácido diluido | 20 Turbina de vapor |
| 5 Filtro | 13 Compresor de gas nitroso | 21 Condensador |
| 6 Compresor | 14 Precalentador de gases | 22 Enfriador del aire de blanqueo |
| 7 Mezclador | 15 Enfriador-condensador | 23 Blanqueador |
| 8 Convertidor | 16 Elemento de absorción | |

Figura 10. Proceso Weatherly para la obtención de ácido nítrico a gran presión

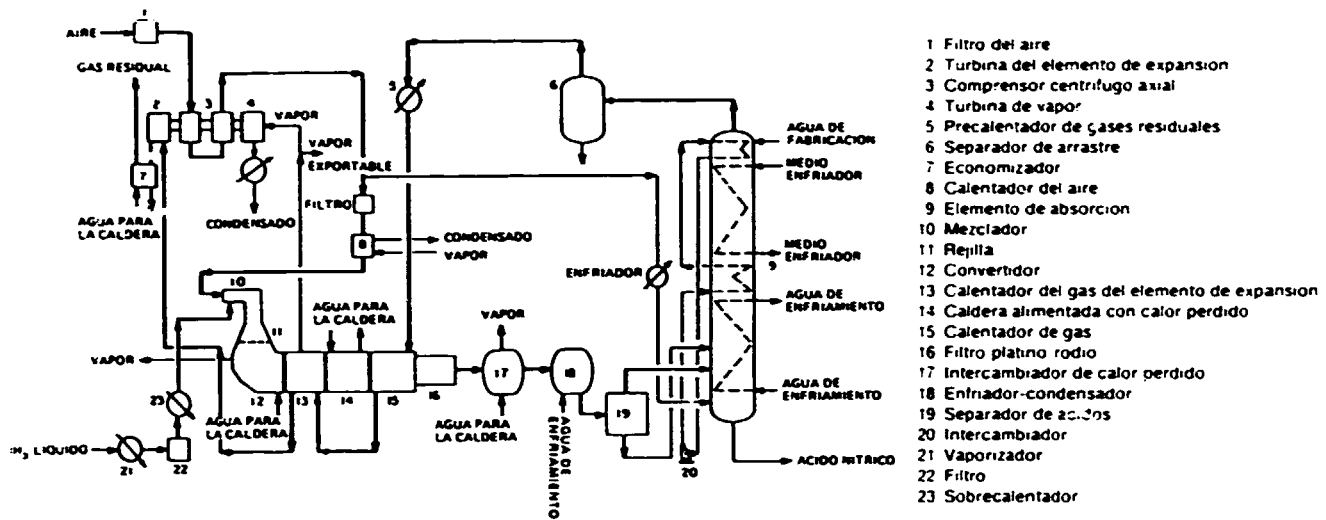
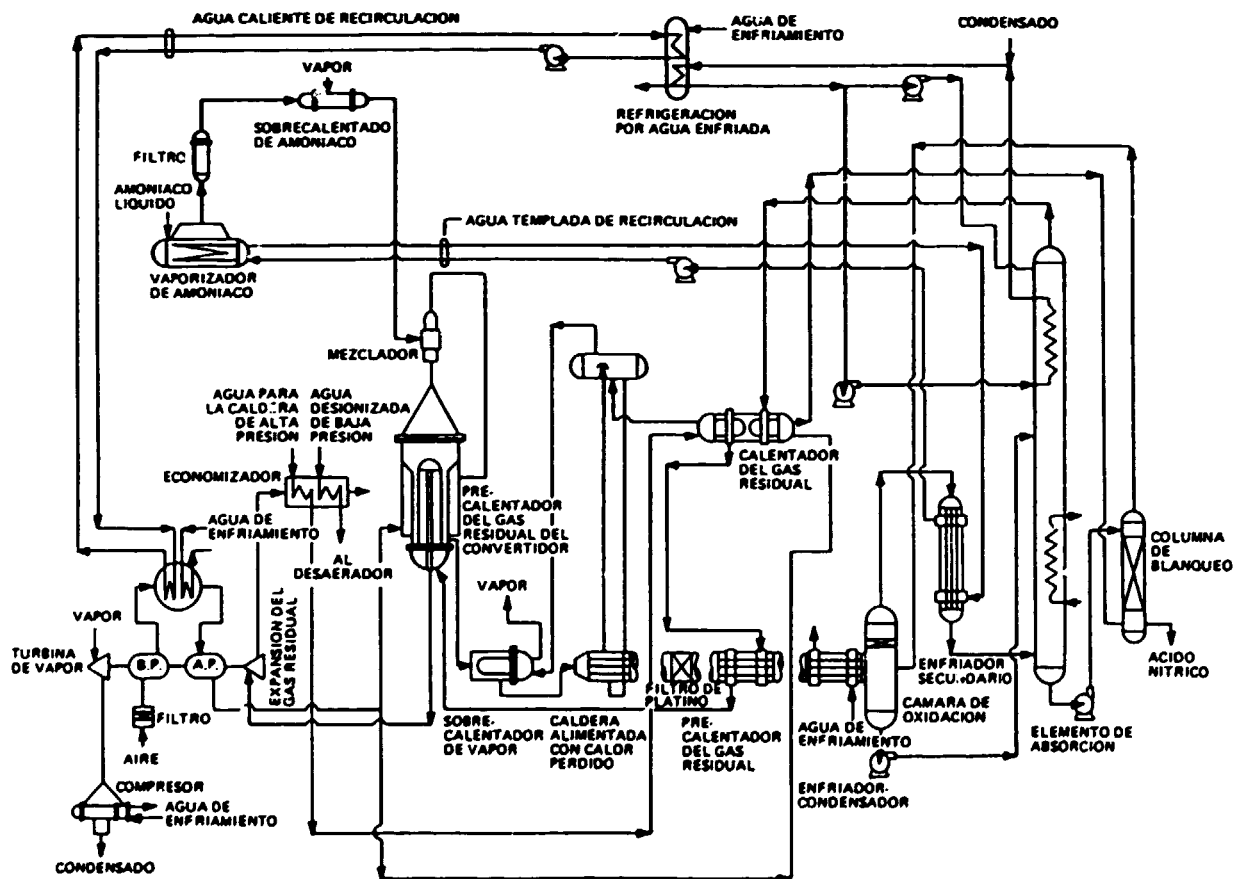


Figura 11. Proceso C&I Girdler para la obtención de ácido nítrico a gran presión



no es suficientemente baja para cumplir los reglamentos establecidos para combatir la contaminación, puede reducirse, hasta que quede por bajo de las 200 ppm, mediante una reducción selectiva con el proceso del amoniaco (de la BASF), que rebaja la recuperación de nitrógeno al 95,3%. En este proceso, al igual que en otros, los compresores pueden ser impulsados por motores eléctricos, y, si es preciso, el calor de reacción que se recupera por el vapor puede exportarse a otras unidades de la planta. De todos modos, es más corriente adoptar la disposición representada en la figura 8; el compresor es accionado por vapor y por expansión del gas residual precalentado. La UHde ofrece también un proceso de alta presión (8-10 atm), un proceso de presión dual (oxidación del amoniaco a 5 atm y absorción a 10-14 atm) y un proceso para la obtención de ácido nítrico sumamente concentrado 98-99% de HNO_3 .

En el proceso de absorción ampliada con presión dual de Grande Paroisse (figura 9), se opera normalmente a 4 atm para la oxidación del amoniaco y a 10 atm en la etapa de absorción. La absorción se efectúa en una sola torre de gran altura (40 metros), si bien, para mejorar la recuperación en una planta ya existente cuya torre sea más baja, se puede añadir una segunda torre. El agua enfriada procedente del vaporizador de amoniaco se utiliza para enfriar la parte superior de la torre de absorción. El contenido en NO del gas residual es, a lo sumo, de 200 ppm. La compañía ofrece también un proceso de presión mediana. La concentración normal del ácido nítrico es del 60%.

En el procedimiento Weatherly de alta presión, lo corriente es operar a unas 10 atm tanto en la etapa de oxidación del amoniaco como en la de absorción. Al igual que ocurre en otros procesos, hay cierto descenso de presión a medida que el gas pasa por las diversas etapas del proceso, de forma que la presión del gas residual que penetra en la cámara de expansión puede ser inferior, en 1,6 atm, a la existente en el punto de descarga del compresor de aire. Todas las unidades están construidas para funcionar a presiones de hasta unas 13 atm; por lo tanto, si se aumenta la velocidad del compresor de aire se puede aumentar la presión y la producción total. Además, esta disposición permite aprovechar la mayor producción del compresor cuando el aire atmosférico está más fresco y, por lo tanto, es más denso. Así pues, la planta puede llegar a funcionar hasta al 120% de la capacidad de diseño.

Los diversos cambiadores de calor, desde la unidad de oxidación del amoniaco al filtro de platino, se han apiñado de manera que formen un tren compacto, lo que minimiza los costos de construcción. En ese tren se intercalan unos carretes que eleven el tiempo de retención, con lo

que aumenta el porcentaje del NO que, por oxidación, se transforma en NO_2 a una temperatura lo suficientemente elevada para que la recuperación del calor de reacción resulte económica. Al igual que en otros procesos, el agua de enfriamiento vuelve a pasar por el vaporizador del amoniaco.

En la opción de recuperación reforzada representada en la figura 10, la parte superior de la torre de absorción se enfria hasta unos 2°C utilizando como medio enfriante una salmuera de carbonato potásico refrigerada. El agua se enfria bruscamente en unos arrollamientos, por obra del gas frío que sale por la parte superior de la torre, y pasa por los arrollamientos intercambiadores de calor situados en una sección intermedia de la torre para preenfriar el gas ascendente. La refrigeración de la salmuera puede hacerse en un vaporizador de amoniaco de baja presión en el que el vapor de amoniaco se utilice para la producción de nitrato amónico. Otra posibilidad es la de recurrir a la refrigeración mecánica. Con el sistema de absorción reforzada, la concentración de los NO_x puede reducirse hasta un valor inferior a las 200 ppm. La compañía ofrece también la posibilidad de reducir los gases residuales mediante combustión con gas combustible. La concentración usual del ácido nítrico es del 58%.

El proceso G&I Girdler (figura 11) es un proceso de alta presión (unas 10 atm). Se utiliza agua refrigerada en la parte superior de la torre de absorción para reducir el contenido en NO_x del gas residual a menos de 200 ppm. Los valores de la concentración de ácido nítrico oscilan entre el 55 y el 65%. Al igual que en otros procesos, la obtención de concentraciones mayores lleva aparejado un mayor contenido en NO del gas residual, salvo que se adopten disposiciones especiales para reducirlo mediante enfriamiento adicional, mayor número de placas en la columna de absorción, o reducción química.

Preparación del amoniaco

El amoniaco anhidro utilizado debe estar exento de los venenos del catalizador que a continuación se mencionan, y su contenido de aceite mineral ha de ser de unas pocas partes por millón, para evitar la contaminación del vaporizador y de las parrillas de catálisis. El amoniaco anhidro líquido producido conforme a las especificaciones requeridas se vaporiza, se filtra y se somete a supercalentamiento para evitar toda posibilidad de que en la cámara de catálisis penetren gotículas líquidas que perforen los tamices. El vapor supercalentado se mezcla íntimamente con el aire de la reacción por diversos procedimientos (por ejemplo, venturis, rociadores, difusores), según el tipo de proceso. En algunas

fábricas se utilizan conducciones de diseño especial, dispositivos de regulación e incluso columnas compactadas para obtener una mezcla completa.

Preparación del aire del proceso

El aire del proceso ha de estar exento de venenos del catalizador, polvo y aceite. En algunas instalaciones se utiliza el aire ambiente previamente lavado con agua en una torre rociadora o en una columna compacta, comprimido, filtrado y precalentado antes de mezclarlo con el vapor de amoniaco supercalentado, para la combustión subsiguiente.

En algunas instalaciones de oxidación a presión atmosférica o a presión baja, se utilizan ventiladores especiales para comprimir el aire del proceso. Cuando la oxidación se efectúa a presión mediana o elevada pueden usarse compresores rotatorios de perilla, de paletas, de centrifugación o de flujo axial; los de estos dos últimos tipos se emplean cada vez más, pues permiten el acoplamiento con turbinas y expansores en un solo eje de gran longitud. (En algunos diseños, el calor de compresión basta para el precalentamiento del aire.)

La proporción entre amoniaco y aire y la velocidad de flujo de ambos cuerpos debe graduarse cuidadosamente para elevar al máximo la eficiencia de la conversión, eliminar el peligro de explosiones y obtener el máximo rendimiento. De ahí la capital importancia de contar con instrumentos de regulación fiables en esa sección, así como en otras partes de la fábrica.

Oxidación catalítica del amoniaco

En general se prefiere emplear una tela metálica de platino y rodio, ya que esta aleación, además de favorecer la reacción, cumple otros requisitos de la operación, como la de poseer la robustez necesaria para resistir las duras condiciones de funcionamiento. El contenido en rodio suele ser de entre el 4 y el 10%. Como los contenidos más altos tienden a elevar ligeramente el rendimiento de la conversión y a prolongar la duración de los catalizadores, en muchos procesos es ahora corriente utilizar aleaciones con un 10% de rodio.

La necesidad de reducir al mínimo, y de regular, el tiempo de contacto con el catalizador para gastar la menor cantidad posible de éste y para suprimir las reacciones desfavorables, impulsó muy pronto el uso de telas metálicas muy finas como forma adecuada de catalizador. Esas telas metálicas (entre 5 y 50), por lo común de forma circular o dispuestas en batería, permiten modificar fácilmente el tiempo de contacto y el de permanencia, con objeto de elevar al máximo el rendimiento de óxido nítrico. El empleo de varias telas metálicas de platino con aire previamente

calentado se patentó en Alemania en 1909 (Kaiser) y sigue siendo la práctica más difundida. Por lo general, los quemadores de alta presión llevan rejillas de malla más fina, con alambres de 0,076 mm de sección dispuestos a razón de 1,024 mallas por cm^2 . Para las instalaciones de baja presión, se prefieren a veces mallas más finas tejidas con alambres de entre 0,051 y 0,057 mm de sección. Los telares modernos permiten tejer telas metálicas para catalizadores de hasta 4 m de ancho, como se requiere en algunas fábricas grandes. Para fijar estas mallas finas se utilizan bastidores de parrilla de una aleación cromo-niquel, por la escasa resistencia mecánica que las mallas ofrecen en las condiciones normales de funcionamiento (alrededor de 900°C de temperatura y variaciones considerables de la presión, causadas por la gran velocidad del gas en la cámara de combustión).

Las mallas de platino recién instaladas tienen una actividad catalítica muy baja que, a los pocos días de funcionamiento en condiciones adecuadas, aumenta hasta alcanzar un nivel satisfactorio y casi invariable durante todo el tiempo de utilización (varias semanas con los quemadores de presión alta y varios meses con los de baja presión). Las condiciones de funcionamiento son tan rigurosas que modifican la estructura cristalina de la aleación de platino, que acaba por deformarse. También se observan fenómenos de erosión si hay vibraciones, sobre todo cuando la temperatura y la presión son muy elevadas; en este caso, la actividad catalítica de la aleación disminuye. Más pronto o más tarde, el desgaste obliga a desechar la tela metálica y a instalar otra nueva.

Es sabido que, en la mayoría de los procesos de catálisis, los catalizadores de platino pueden sufrir envenenamiento por obra de otros elementos (As, Bi, P, S, Si y Sn), y las mallas utilizadas en la oxidación del amoniaco no son ninguna excepción. Por fortuna, el amoniaco de síntesis suele ser un producto muy puro, salvo en caso de contaminación accidental. Ahora bien: como el aire puede contaminarse con polvo o con muchos otros agentes contaminantes, es necesario limpiarlo a fondo. Conviene situar la entrada de aire en una zona relativamente exenta de contaminantes. Si las impurezas del amoniaco o del aire dieran lugar al envenenamiento, habría un riesgo de penetración profunda con formación de compuestos inactivos en los alambres de la rejilla y el catalizador podría quedar destruido. En otros casos, la contaminación con vestigios de Cr, Fe o Ni puede reducir transitoriamente la eficiencia de conversión; un tratamiento con ácido clorhídrico o con determinadas sales permite muchas veces remediar este inconveniente. Otro procedimiento muy usado para intensificar la actividad del

catalizador es desmontar de cuando en cuando la rejilla y cepillarla para que se desprendan las impurezas sólidas acumuladas en las mallas, con lo que se evitan además las caídas bruscas de la presión en el quemador. Conviene advertir, sin embargo, que la manipulación de las rejillas debe limitarse al mínimo, pues la fragilidad de los alambres de platino aumenta con el uso.

Los quemadores de amoníaco se clasifican, en cuanto a la presión de funcionamiento, en quemadores de baja, mediana o alta presión. En las fábricas nuevas suelen instalarse quemadores de presión mediana (3-6 atm) o alta (8-12 atm), aunque aún funcionan algunas fábricas con quemadores de baja presión. Los de presión atmosférica y los de presión baja o mediana suelen tener secciones de entre 3 y 4 m y llevar hasta unas cinco rejillas de catálisis, mientras que los de alta presión suelen ser de menor sección —de entre 1,2 y 1,5 m, por lo general— y contener 25-45 rejillas. Los quemadores de alta presión de estas dimensiones pueden dar un rendimiento de 250 toneladas de HNO_3 , y aun más, en 24 horas de funcionamiento. En la actualidad son corrientes las instalaciones de mayor tamaño; hasta 1.100 tpd pueden producirse con un solo quemador si es de presión alta o mediana, aunque quizá sea preferible utilizar dos para la zona inferior del campo de procesos de presión mediana. En los quemadores de alta presión, la velocidad de paso del gas es mucho mayor, y los rendimientos suelen ser menores —del orden de 93-95%— frente a el 96-97%, aproximadamente, que se alcanza en las instalaciones de presión baja o mediana.

Sin embargo, algunos quemadores modernos de alta presión, a los que se ha dado mayor diámetro que a los modelos antiguos para reducir la velocidad del gas, permiten, a lo que parece, obtener rendimientos sólo asequibles antaño en las instalaciones de baja presión. La mayor parte de los quemadores de baja presión funcionan con temperaturas del orden de 865°C; y los de alta presión, a unos 940°C. Las temperaturas, presiones y velocidades de paso del gas más elevadas que se dan en los quemadores de alta presión reflejan mayores pérdidas de catalizador. Según Mukherjee y sus colaboradores [28], pueden considerarse como valores típicos de las pérdidas relativas de catalizador los que se indican a continuación:

Presión del quemador de amoníaco	Presión de absorción	Desgaste relativo del platino
Atmósfera	1 atmósfera	1
Atmósfera	3,2 atmósferas	1
3,2 atmósferas	3,2 atmósferas	3
8,0 atmósferas	8,0 atmósferas	5

Es de advertir que el costo de reintroducir en el proceso rejillas de catalizador usadas y de

recuperar y refinar el platino y el rodio recuperados en los filtros es apreciable. En una comunicación reciente en que se comparaban un proceso de presión dual (oxidación a baja presión) y uno de alta presión se daban los datos siguientes, que muestran que los costos totales del sistema catalizador son superiores en \$1,81/t de HNO_3 , en el caso del proceso de alta presión [24].

COSTO DEL CATALIZADOR POR TONELADA DE ACIDO NITRICO EN PLANTAS CON EQUIPO DE OXIDACION DEL AMONIACO DE BAJA Y DE ALTA PRESION

Presión (absoluta)	Alta presión (10,1 atm)		Baja presión (3,4 atm)	
	mg/t	Costo, \$/t	mg/t	Costo, \$/t
Pérdida neta de Pt	206	1,52	94	0,70
Pérdida neta de Rh	29	0,48	7	0,10
Recuperación, refino, etc.	—	0,81	—	0,20
Costo total del catalizador		2,81		1,00

Nota. Costo del platino: \$230/onza troy = \$ 7,40/g
Costo del rodio: \$511/onza troy = \$16,43/g

(Con posterioridad a la fecha de la comunicación, el costo del platino ha aumentado a más de 300 dólares la onza.)

La mayoría de las plantas, y en particular las dotadas de quemadores de alta presión, tienen algún tipo de filtros que recuperan parte del platino que pierde el catalizador. Según las comunicaciones existentes, el consumo neto de catalizadores de platino queda situado en el campo de los 100-200 mg/t de HNO_3 , cuando se trabaja con presiones medias y altas. El tiempo de inmovilización consecutiva a la renovación de catalizadores es relativamente mayor en los quemadores de gran presión, a igualdad de peso del catalizador. Esto no obstante, en algunas instalaciones de alta presión se obtiene una duración media de las rejillas de unos 60 días de funcionamiento ininterrumpido, y es probable que este resultado pueda mejorarse limpiando mejor el aire de combustión y el amoníaco.

Enfriamiento de los productos de reacción

Los gases muy calientes que salen del quemador se enfrían para aumentar la formación de dióxido de nitrógeno y recuperar calor que puede utilizarse en otros puntos de la planta, contribuyendo así a la autosuficiencia del proceso. En la mayoría de las instalaciones de presión media y alta, se utilizan secuencias diferentes: los gases pueden pasar a su vez por una caldera alimentada con calor perdido, por un calentador de gas residual, por un enfriador-condensador, por un compresor (en las instalaciones de presión dual) y por un segundo enfriador-condensador. En algu-

nos casos, los gases pueden pasar también por un sobrecalentador de vapor y por un precalentador del aire de combustión. Por lo general, se dispone un filtro de recuperación de platino antes del enfriador-condensador. En uno de los procesos, todos los intercambiadores de calor importantes van montados horizontalmente y adosados ininterrumpidamente unos a otros a fin de simplificar el diseño de la planta y reducir los costos de capital (véase la figura 10). En varios procesos europeos, algunos de los intercambiadores de calor forman parte integrante de otras instalaciones, como, por ejemplo, el quemador o las calderas alimentadas con calor perdido. En algunas fábricas se recupera hasta el 82-85% del calor, valores que resulta difícil sobrepasar por el efecto limitativo del punto de rocío y de los fenómenos de corrosión. En algunos casos, se pueden producir unas 1,1 toneladas de vapor por tonelada de ácido nítrico al 100%. Normalmente, la mayor parte de este vapor se utiliza en la misma planta de ácido nítrico como fuente de energía, pero también puede quedar disponible para "exportaciones" una cantidad de hasta 0,4 toneladas.

La sucesión óptima de las etapas de enfriamiento del gas depende no sólo del número y el modelo de los dispositivos de recuperación de energía, sino también de la temperatura y la presión utilizadas en cada etapa. Al elegir la mejor secuencia de enfriamiento para una instalación específica hay que tener también en cuenta la capacidad de producción, el costo del amoniaco y los gastos de establecimiento y de explotación.

Oxidación del ácido nítrico

En las instalaciones de presión atmosférica y en algunas de presión baja o media, la absorción del gas va precedida muchas veces de varias etapas de oxidación y enfriamiento en torres verticales refrigeradas exteriormente con agua, en instalaciones especiales de tuberías o en refrigeradores de tambor y cascada. El excedente de aire en el gas favorece la oxidación inicial, y parte del vapor de agua presente se condensa formando ácido nítrico diluido, que se concentra ulteriormente en la sección de absorción. Por lo general, en algún punto del proceso —a menudo, en la torre de absorción— se inyecta aire adicional para la oxidación. En algunas fábricas, se provoca el enfriamiento rápido del gas en unidades especialmente concebidas para condensar el vapor de agua sin que se formen cantidades apreciables de HNO_3 diluido, lo que ayuda a aumentar la concentración del ácido final. Se han dado a conocer las características de una unidad de separación combinada, con varias etapas y ciclón de condensación, destinada a eliminar el agua del sistema, y capaz de alcanzar concentraciones del ácido del orden del 63% de HNO_3 [29].

En algunos procesos de alta presión se procura maximizar la oxidación del NO a NO_2 en el tren de recuperación de calor a fin de que el calor generado por esta reacción pueda recuperarse a un nivel de temperatura relativamente elevado. Esto puede lograrse insertando en el tren —por ejemplo, entre la caldera alimentada con calor perdido y el calentador del gas residual— cámaras adicionales para aumentar el tiempo de retención. Por este medio, se logra oxidar a NO_2 hasta el 80% del NO antes de que entre en el enfriador-condensador. En algunos otros procesos de alta presión, el enfriamiento del gas y la oxidación del NO pueden efectuarse en una columna combinada de oxidación y absorción. Sin embargo, algunos productores consideran ventajosa la flexibilidad adicional lograda con una unidad separada de oxidación y enfriamiento, así como la posibilidad de minimizar la cantidad de ácido diluido que se forma antes de la absorción.

Absorción del dióxido de nitrógeno

A presiones del orden de una atmósfera, los procesos de oxidación y de absorción son lentos; por eso se utilizaban en algunas instalaciones antiguas de presión atmosférica y de baja presión de cinco a diez torres de absorción compactadas, de grandes dimensiones, construidas de gres, en las que los gases parcialmente oxidados se absorbían a contracorriente en un flujo de ácido nítrico de concentración cada vez mayor. El grado máximo de concentración que podía obtenerse con esas instalaciones era del 42 al 52% de HNO_3 .

Con objeto de reducir la cuantía de las inversiones y de obtener un rendimiento más elevado, se perfeccionaron varios dispositivos de absorción a presión, en particular refrigeradores de cascada, columnas compactadas, torres rociadoras y columnas con placas de burbujas, tamices y dispositivos especiales, por ejemplo bandejas de Kuhlmann.

Como la absorción a baja temperatura favorece la concentración del ácido, se han ideado también distintos métodos de enfriamiento (refrigeradores externos de bandeja, de tambor y de cascada, enfriamiento de las paredes exteriores de las torres de absorción con cortinas de agua y serpentines de refrigeración adecuadamente colocados en el interior de las columnas de absorción). En algunas fábricas en que la oxidación del amoniaco se efectúa a baja presión, se aprovecha la vaporización del amoniaco para preenfriar el agua que alimenta al dispositivo de absorción y el agua de refrigeración.

Los sistemas modernos de absorción a presión permiten obtener rendimientos muy superiores al 99% junto con concentraciones del ácido del orden de 55-65%. En algunos procesos se consiguen concentraciones de hasta el 70% de

HNO_3 , empleando altas presiones y agua enfriada junto con columnas de absorción de diseño especial. En algunas plantas se puede inyectar más aire —en el enfriador o en la columna de absorción— para acelerar la reacción de oxidación. El agua utilizada en los sistemas de absorción debe ser muy pura, para reducir los efectos de la corrosión en la planta de ácido nítrico y en aplicaciones que entrañen un uso ulterior del ácido. Importa, en particular, que el contenido en cloruros sea muy bajo. Por eso se emplea a menudo agua de condensación o agua depurada con dispositivos de intercambio iónico.

Blanqueo del ácido

El ácido obtenido en la mayoría de las instalaciones de absorción es siempre de color pardo o amarillento, debido al dióxido de nitrógeno disuelto. Este se elimina por inyección de aire comprimido en una pequeña torre de blanqueo o en una sección suplementaria inferior de la columna principal de absorción.

Tratamiento del gas residual

Salvo en las instalaciones que funcionan a la presión atmosférica, el gas residual del dispositivo de absorción suele precalentarse y expandirse en una turbina para recuperar una proporción apreciable de la energía utilizada con fines de compresión. Este gas contiene principalmente nitrógeno más algo de vapor de agua, oxígeno y óxidos nítricos mezclados.

Durante los años sesenta, las concentraciones típicas de NO_x en el gas residual oscilaban entre 1.500 y 3.000 ppm. En estos últimos años, y como consecuencia de la preocupación por las cuestiones de contaminación, se han preparado diversas leyes y reglamentaciones por las que se limita la concentración de NO_x tolerada en el gas residual de las fábricas de ácido nítrico (véase el capítulo XVIII). Por ejemplo, en los Estados Unidos la máxima concentración autorizada equivale a 200 ppm de NO_x para las fábricas nuevas o de 500 ppm para las ya existentes (este nivel se expresa en kg de equivalente de NO_2 por tonelada de HNO_3).

Para cumplir las disposiciones emanadas de las autoridades de diversos países, se han utilizado diversos métodos. Algunos países pueden adoptar el criterio de que la producción de NO_x procedente de las fábricas de ácido nítrico es sólo un pequeño porcentaje de la producción total de NO_x , ya que son mucho mayores las cantidades que de estos gases se descargan en la atmósfera por combustión de combustibles de centrales generadoras de energía y por los motores de combustión interna. En algunos casos puede resultar aceptable la dispersión mediante la construcción de chimeneas de gran altura y/o la

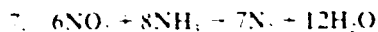
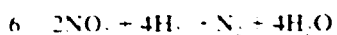
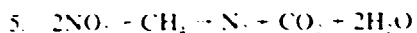
dilución del gas residual por el aire para regular los niveles presentes en el medio ambiente de NO_x inferiores a los permitidos hace diez años.

Los principales métodos empleados para regular el nivel del NO_x en el gas residual son: *a)* la absorción reforzada, *b)* la reducción catalítica con combustibles tales como el metano o el gas de purga de las fábricas de amoníaco, *c)* la reducción catalítica selectiva con amoníaco, *d)* la adsorción por gel de sílice o tamices moleculares o *e)* la depuración con álcalis o con soluciones de urea.

Entre los métodos aplicables para regular el contenido de NO_x en los gases residuales, se prefiere cada vez más el de "absorción reforzada". Consiste este método en elevar la eficiencia del sistema de absorción añadiendo una segunda torre de absorción, añadiendo secciones a la torre de absorción o, en algunos casos, reduciendo la temperatura en las últimas etapas de la absorción mediante el uso de arrollamientos de enfriamiento en los que se utiliza agua refrigerada o algún otro medio enfriante. Una empresa productora utiliza como medio enfriante una solución refrigerada de carbonato potásico. Estos métodos pueden aplicarse tanto en las fábricas nuevas como en las ya existentes; en el caso de aquéllas, hay más libertad de opción para buscar la combinación económicamente óptima de los diversos parámetros en juego, incluida la presión. Diversas organizaciones —entre las que cabe mencionar a Friedrich Udhe (Alemania), Société Chimique de Grande Paroisse (Francia), C & I Girdler (Estados Unidos) y D. M. Weatherly and Co. (Estados Unidos)— ofrecen diseños de plantas industriales para la producción de ácido nítrico en las que se prevé la absorción reforzada, que permite obtener concentraciones de NO_x en los gases de salida inferiores a las 200 ppm, valor suficientemente bajo para cumplir las condiciones actualmente impuestas en los Estados Unidos o en cualquier país europeo. En cuanto a los países donde la reglamentación vigente sea menos rigurosa, quizá puedan lograrse algunas economías en los gastos de inversión inicial. El método de absorción reforzada tiene la evidente ventaja de que la recuperación de n tr geno como ácido nítrico se aumenta en un 1,0-1,5% (en comparación con la práctica anterior), lo cual compensa en parte el mayor costo inicial.

La reducción de los gases de salida mediante combustibles entraña la reducción de los NO_x mediante la acción del gas natural, la nafta o el gas resultante de las operaciones de depuración en las fábricas de amoníaco, que contiene H_2 , NH_3 , CH_4 y N_2 . Son típicas las reacciones siguientes:

1. $2\text{NO} + 2\text{H}_2 \rightarrow \text{N}_2 + 2\text{H}_2\text{O}$
2. $4\text{NO} + \text{CH}_4 \rightarrow 2\text{N}_2 + \text{CO}_2 + 2\text{H}_2\text{O}$
3. $4\text{NO}_2 + \text{CH}_4 \rightarrow 4\text{NO} + \text{CO}_2 + 2\text{H}_2\text{O}$
4. $6\text{NO} + 4\text{NH}_3 \rightarrow 5\text{N}_2 + 6\text{H}_2\text{O}$



El gas residual contiene aproximadamente un 3,5% de oxígeno que también reacciona con el combustible añadido. Cuando sólo se utiliza la cantidad de combustible necesaria para que el contenido de O_2 del gas residual se reduzca del 3,5 al 2,5%, por ejemplo, el NO_2 del gas residual se reduce a NO , como en la reacción 3 de la lista dada más arriba. Esto "decolora" el gas residual, ya que el NO es incoloro mientras que el NO_2 tiene un color amarillento-pardusco. En algunos países se considera aceptable la decoloración del gas residual, a pesar de que ello no rebaja la salida total de NO_x .

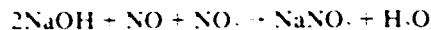
Para lograr la reducción completa del NO_x hay que añadir gas combustible en la cantidad suficiente para consumir todo el oxígeno del gas residual. Este método genera mucho calor y obliga a disponer en serie dos o más capas de catalizador, con enfriamiento intermedio, para impedir la aparición de temperaturas excesivas. El calor se recupera como vapor. Con este método, es probable que se generen otros contaminantes en el gas residual. Si el combustible es metano o algún otro hidrocarburo, se forman cantidades de CO y HCN ; si es gas de depuración del amoníaco, puede quedar en el gas residual cierta cantidad de amoníaco.

El método de reducción selectiva del NO con amoníaco conforme a las reacciones 4 y 7 se ha utilizado con éxito en varias plantas comerciales del Japón, los Estados Unidos y Europa. Ofrecen procesos comerciales la Gulf Oil Chemicals, Inc. (Estados Unidos), la Mitsubishi (Japón) y la BASF (Alemania). Se utilizan diversos catalizadores, y la reacción se opera a temperaturas que oscilan entre los 250 y los 450°C, según el catalizador. La unidad de reducción puede situarse entre la de expansión del gas residual y la chimenea, donde la presión es aproximadamente la atmosférica, o bien en algún punto situado entre la torre de absorción y la unidad de expansión en que la temperatura del gas sea adecuada. Este método resulta eficaz para reducir la concentración del NO en el gas residual hasta niveles muy inferiores a las 100 ppm.

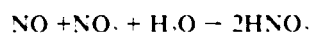
La adsorción mediante gel de sílice o tamices moleculares es otro de los métodos posibles; requiere la regeneración de la sustancia adsorbente y permite reintegrar los NO_x al proceso. Tiene la desventaja de que, para que la adsorción sea eficiente, hay que eliminar el vapor de agua del gas residual.

La depuración mediante una solución alcalina sólo es eficaz cuando la relación molar

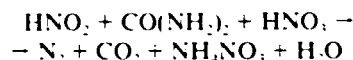
$\text{NO}_2:\text{NO}$ del gas es por lo menos de 1:1. Tomando como ejemplo el NaOH , la reacción es:



La utilización del nitrito alcalino puede ser un problema. La Norsk Hydro ha desarrollado un proceso de depuración en que el medio depurador es una solución acuosa de urea y ácido nítrico [30]. Los óxidos de nitrógeno reaccionan con el agua formando ácido nitroso:



El ácido nitroso reacciona luego con la urea y el ácido nítrico conforme a la reacción:



Se cree que las reacciones intermedias entrañan la formación de ácido nitroso (HNO_2), que reacciona con la urea formando HCNO y N_2 ; el HCNO reacciona con el HNO_3 y el H_2O formando NH_4NO_3 y CO_2 . Una desventaja de este proceso es que se pierde nitrógeno.

En el proceso Goodpasture (Estados Unidos), el gas residual se depura con una solución de nitrato amónico y adición de amoníaco en la unidad de depuración en condiciones que permiten regular los valores de la temperatura y del pH. Parte de los NO_x puede recuperarse como nitrato amónico, y una parte puede reducirse a nitrógeno.

También se han propuesto, o se encuentran en fase de puesta a punto técnica, otros varios sistemas de depuración; de todas maneras, el método que parece contar con más aceptación es el de la "absorción reforzada".

Recuperación de energía

Si se exceptúa el caso de las fábricas más antiguas, en las que todas las operaciones se desarrollan a la presión atmosférica, y el de algunas instalaciones muy pequeñas de presión mediana o alta, la energía utilizada para la compresión del aire puede recuperarse en su totalidad o en su mayor parte en forma de vapor y de gas residual caliente. En algunos casos llega a obtenerse un pequeño sobrante de vapor.

Se consigue ese resultado gracias al extraordinario rendimiento de las modernas instalaciones formadas de un compresor, una turbina de vapor y una cámara de expansión del gas residual; todos los elementos citados están montados en línea. En los procesos de presión dual se incluye también un segundo compresor para elevar la presión de los óxidos de nitrógeno antes de la absorción. Si no está asegurado el abastecimiento continuo de vapor en cantidad suficiente, la

instalación puede completarse con un motor eléctrico suplementario para la puesta en marcha o para casos de avería. La energía eléctrica requerida para las bombas y las funciones auxiliares se toma normalmente de la instalación general de fuerza.

Recuperación del platino

El platino pasa al flujo de gas en forma de partículas muy finas y, si no se recupera, su pérdida puede encarecer apreciablemente los costos de producción. Por ese motivo, se instalan en muchas fábricas dispositivos de recuperación; las partículas de metales preciosos recogidas en esos dispositivos son objeto de una operación de refinado. Entre los dispositivos de recuperación actualmente utilizados el más común es el de filtración por lana de vidrio o fibras de sílice [31]. En otro modelo se utiliza como filtro el óxido de calcio; el platino pulverizado retenido se extrae del filtro con agua y se recupera por disolución en ácido nítrico seguida de una nueva filtración. En el caso de los filtros secos, los índices de recuperación deben ser del 50% por lo menos; en la filtración con cal pueden obtenerse rendimientos del 80%, si se emplean medios de permeabilidad suficiente y procedimientos adecuados. Las tentativas de aumentar la recuperación del platino utilizando medios de filtración de mayor poder retentivo pueden dar lugar a un encarecimiento considerable de la operación; es necesario, por tanto, equilibrar debidamente ambos factores.

6. Diferencias de rendimiento técnico y económico

La posibilidad de efectuar la oxidación y la absorción a presión baja, mediana o alta ofrece una diversidad de combinaciones para la fabricación del ácido nítrico, lo que ha hecho que se desarrollaran numerosos procesos comerciales que difieren mucho unos de otros, según la combinación de técnicas elegidas [32]. En general, el uso de presiones elevadas permite reducir el tamaño de las instalaciones necesarias para la producción de una cantidad determinada de ácido nítrico y contribuye, por tanto, a reducir la cuantía de la inversión necesaria. Las presiones elevadas favorecen también la absorción del NO_x . Con todo, la oxidación del amoníaco a alta presión da lugar a un mayor desgaste del catalizador y aumenta el consumo energético a menos que se utilicen dispositivos especiales para la recuperación de energía. La atención que últimamente se presta a la lucha contra la contaminación ha hecho que se dé preferencia a los procesos de alta presión, con los que se logran contenidos aceptablemente bajos de NO_x en el gas residual. Por consiguiente, en la

mayoría de las fábricas nuevas se ha optado por procesos de monopresión alta o de presión dual (combustión a presión mediana y absorción a presión alta), si bien también se utilizan algunos procesos de monopresión mediana.

Según Honti [25], las ventajas e inconvenientes de los tres tipos de procesos pueden resumirse en la forma siguiente:

	Monopresión mediana 5 μ^2	Presión dual mediana alta 5 μ^2	Monopresión alta 10 μ^2
NH_3 necesario, kg/t de HNO_3	284	284	288
Pérdida de Pt, mg/t de HNO_3	95	95	150
Energía eléctrica requerida, kWh/t de HNO_3	22	22	8
Vapor ganado, kg/t de HNO_3	600	300	400
Costo relativo de capital	120	110	100
NO_x en el gas de salida, en ppm ^b	400	menos de 200	menos de 200

^aPresión, en atmósferas, en las etapas de combustión y de absorción, respectivamente.

^bValores normales, de diversas fuentes, con absorción reforzada.

Estas cifras se dan sólo a título de ejemplo, pues las cantidades efectivas pueden variar mucho según el diseño de la planta y las condiciones de funcionamiento. De todos modos, la tabla muestra un aspecto importante: en general, los procesos a alta presión requieren menos gasto de establecimiento inicial pero entrañan mayores gastos de explotación, al ser mayor la pérdida de platino y menores la eficiencia de conversión en NH_3 y la recuperación de vapor. Los procesos de presión mediana son los de más alto costo de capital inicial y más bajos costos de explotación (suponiendo que el contenido en NO_x del gas residual se considere aceptable). El proceso de presión dual corresponde al deseo de compaginar ambos factores. En la elección pueden influir las circunstancias locales.

En una comunicación más reciente se compara un proceso de presión dual (COFAZ) en que se trabaja a 3 y a 10 atm con un proceso de monopresión alta (el de la C & I Girdler) en el que se trabaja a 10 atm; en ambos procesos, la escala de producción es de 900 tpd y la eficiencia de absorción permite obtener contenidos de NO_x en el gas residual de menos de 200 ppm [24]. En las condiciones de los Estados Unidos, los gastos de capital del proceso de presión dual fueron un 13% más altos (13,8 millones de dólares, frente a 12,2 millones); en las condiciones francesas, la diferencia de costos fue del orden del 10%. A continuación se indican las magnitudes técnicas que caracterizan a este proceso:

	Necesidades, etc., por tonelada de HNO ₃	
	Presión dual	Alta presión
NH ₃ , en kg	282,1	286,6
Pérdida de catalizador, en mg	101	235
Energía eléctrica, en kWh	4,7	7,5
Vapor exportable, en kg	341	456

Se estima que el costo de producción de la tonelada de HNO₃, con el amoníaco a \$121/t y sin incluir los cargos por capital, es 1,34 dólares más barato si se opta por el proceso de presión dual (34,28 dólares, frente a 35,84). Los autores sacaron la conclusión de que, en las condiciones supuestas en su estimación, la economía en los gastos de explotación no bastaba, en las condiciones de los Estados Unidos, para justificar la mayor cuantía de los gastos de capital inicial. Con todo, de cambiar el costo de los catalizadores o el valor del vapor se podría llegar a conclusiones distintas. Se señalaba que el valor del vapor exportable dependería del uso que pudiera hacerse de él en el lugar de emplazamiento de la fábrica.

7. Materiales de construcción

El gran poder oxidante del ácido nítrico ocasiona la pasivación de ciertos metales—como el hierro, el acero y el aluminio— con los que forma óxidos complejos y películas de nitruros. Esos metales sólo pueden utilizarse, por tanto, en la construcción de ciertos dispositivos y depósitos cuando no hayan de estar en contacto con ácido nítrico de concentración superior al 55 o al 65%. Aun en ese caso, será necesario suprimir o aminorar la agitación del ácido en los depósitos y evitar que su temperatura rebase ciertos límites. Cuando no se den las citadas condiciones, será preciso utilizar ferrosilicio y aceros inoxidable de gran resistencia a la corrosión. El acero inoxidable tipo 304 se usa mucho para tanque de depósito. También será menester en algunos casos utilizar aceros aleados para las piezas de bombas, agitadores y columnas de destilación que hayan de estar en contacto con soluciones diluidas de HNO₃. Los conductores y depósitos de gases calientes y secos pueden fabricarse por lo común con acero dulce, pero en algunos casos resulta preferible construir prácticamente la totalidad de la instalación con acero inoxidable, pues la economía en gastos de mantenimiento y el aumento de la productividad compensan, a lo que parece, la mayor cuantía de la inversión.

Por lo que respecta a los materiales no metálicos, es de notar que en las fábricas más antiguas se hacía gran uso del gres. También se ha utilizado el vidrio industrial. El empleo de distintos materiales plásticos a base de fluorocarbono para la fabricación o el revestimiento

interno de tuberías, depósitos y válvulas de paso y de cierre, se está generalizando asimismo en las fábricas de ácido nítrico; la escasa reactividad de esos materiales, unida a la flexibilidad y a la comodidad de su uso, compensa a lo que parece la diferencia de costo con el acero o con algunas ferroaleaciones. Según informes autorizados, algunos de los plásticos de fluorocarbono patentados últimamente son inertes aun en presencia de ácido nítrico fumante a temperaturas elevadas.

E. Nitrato amónico

El nitrato amónico es la forma más generalizada de fertilizante nitrogenado en la mayoría de los países europeos y en otros países de la zona templada. En Norteamérica se emplea también, pero no es el que más se emplea, ya que el primer lugar corresponde al amoníaco anhidro. Es más fácil de asimilar por las plantas que la urea o el sulfato amónico; la mayoría de las plantas asimilan el nitrógeno principalmente en forma de nitrato, de forma que el nitrógeno amoniacal ha de convertirse en nitrato en el suelo antes de ejercer una acción eficaz. Este proceso de nitrificación es rápido en los suelos calientes, pero muy lento en los suelos frescos (10°C o menos). Además, la urea es fitotóxica para algunos cultivos cuando se sitúa cerca de la simiente, mientras que el sulfato amónico tiene fuerte tendencia a la formación de ácidos. Por estas y otras razones, el nitrato amónico es el fertilizante nitrogenado de uso más extendido en muchos países de la zona templada, incluyendo la mayoría de los países europeos. Se usa en aplicación directa o en mezclas con carbonato cálcico, caliza o dolomía—denominadas nitrato calcioamónico o caliza nitroamónica, aunque también se designan con varios otros nombres comerciales ("Cal-nitro"; "Nitro-cal-amón", etc.)— así como en fertilizantes compuestos, incluidos los nitrofosfatos. También es uno de los ingredientes principales de la mayoría de las soluciones nitrogenadas (capítulo X).

Las desventajas principales del nitrato amónico son: *a)* que es muy hidrocópico; *b)* que su empleo entraña cierto riesgo de incendio o incluso de explosiones si no se adoptan especiales precauciones; *c)* se dice que es menos eficaz, para el cultivo del arroz anegado, que los fertilizantes de la urea o los de nitrógeno amoniacal, y *d)* tiende más a sufrir lixiviación que los productos amoniacales.

El nitrato amónico se utiliza también, cada vez más, para provocar explosiones, en unión del fuel oil; y se consumen cantidades relativamente pequeñas en las fábricas de cerveza y en las de productos químicos. Los "granulados" de nitrato

amónico que se obtenían hace algún tiempo aglomerando la sal semifundida en una bandeja abierta y recubriéndola con resinas o ceras han quedado desplazados en gran parte por el nitrato amónico en perdigones, en granulados ordinarios o en cristales.

1. Propiedades del nitrato amónico

Las propiedades más importantes del nitrato amónico se indican en el cuadro 5. Las modificaciones del estado de los cristales que se producen a los 84,2°C y a los 32,1°C se traducen en una expansión repentina, que puede ocasionar la degradación de las partículas durante las operaciones ulteriores de elaboración y almacenamiento. El cambio de forma de cristalización que se opera a los 32,1°C puede resultar especialmente perjudicial en los climas en que la temperatura ambiente pase a menudo por ese punto; la repetición del fenómeno en uno y otro sentido puede causar la desintegración de los perdigones o gránulos, que se transforman en polvo, y originar problemas de apelmazamiento. De todos modos, se han concebido métodos, de gran aceptación, para estabilizar la forma del cristal en su presentación rómbica (IV). Uno de estos métodos, desarrollado y patentado por la Mississippi Chemical Corporation (Estados Unidos) consiste en añadir, en pequeña proporción (un 1%, aproximadamente), una mezcla de sulfato amónico y de

fosfato diamónico llamada "Permalene". En algunos países europeos se usa también como estabilizador el nitrato magnésico. Otra característica del nitrato amónico es su calor negativo de solución: 60 partes de sal dan una reducción de temperatura de 13,6 a -13,6°C al ser disueltas en 100 partes de agua.

2. Peligros del nitrato amónico

Sabido es que el nitrato amónico puede utilizarse como explosivo. Es más: durante las dos guerras mundiales se construyeron varias fábricas de nitrato amónico destinado a bombas y a otros explosivos. Para estos fines, se lo solía mezclar con detonantes o explosivos más potentes. En minería se utiliza mucho, para provocar explosiones, una mezcla de nitrato amónico y un 6% de fuel oil. Tiempo atrás (en la década de 1940) el nitrato amónico de calidad agrícola se acondicionaba con un revestimiento orgánico (mezcla de parafina, colofonia y petrolato), y hubo algunas explosiones desastrosas por la detonación de cargamentos de este material ocasionada por incendios o por ventilación defectuosa. Como consecuencia de estos desastres, se adoptaron disposiciones para reglamentar rigurosamente la fabricación, el transporte, el almacenamiento y el empleo del nitrato amónico como fertilizante. En algunos países está prohibida la venta del nitrato amónico como fertilizante de aplicación directa, pero se permite la mezcla del nitrato amónico con carbonato cálcico llamada Cal-nitro. Antes, el Cal-nitro contenía un 20,5% de N, lo que correspondía a un 60% de nitrato amónico, aproximadamente; en la actualidad, la calidad más difundida contiene un 26% de N (75% de NA).

En otros países (Francia, la URSS, Rumania, el Reino Unido y los Estados Unidos) se suele usar el nitrato amónico sin mezcla, pero cumpliendo reglamentos estrictos. Por ejemplo, el Instituto de los Fertilizantes (Estados Unidos) ha publicado la siguiente definición del fertilizante basado en el nitrato amónico:

"El fertilizante de nitrato amónico se define como nitrato amónico sólido con 33,0% de nitrógeno como mínimo, un pH de por lo menos 4,0 en solución acuosa al 10%, no más del 0,20% de carbono, 0,010%, como máximo, de azufre elemental, 0,150%, como máximo, de cloruro como Cl, o elementos metálicos en partículas suficientes para desprender 4,60 ml, como máximo, de hidrógeno de una mezcla de 50,0 g, y que pase el ensayo de propagación de la detonación indicado en el apartado 2.0 y el ensayo de ignición indicado en el apartado 4.0."

En la publicación se indican los procedimientos de análisis y de ensayo correspondientes. En el ensayo de propagación de la detonación se

CUADRO 5. PROPIEDADES DEL NITRATO AMÓNICO PURO (FORMA DE CRISTALIZACIÓN IV)

Color	Blanco	
Peso molecular	80,04	
Contenido de nitrógeno	35,0%	
Densidad, 20/4 C	1,725	
Punto de fusión	170,4 C	
Solubilidad, g/100 g de agua		
Temperatura (C)		
0	118	
20	187	
40	297	
60	410	
80	576	
100	843	
Formas de cristalización		
Temperatura C	Estado	Sistema
169,6	Líquido	—
169,6 a 125,2	Cúbico	1
125,2 a 84,2	Tetragonal	2
84,2 a 32,1	Rómbico	3
32,1 a 18	Rómbico	4
Inferior a 18	Tetragonal	5
Humedad relativa crítica		
A 20 C	63,3	
A 30 C	59,4	

agrupa una cantidad de nitrato amónico en una sección de 6 pies (1.83 m) de una tubería de hierro de 3 pulgadas (7.5 cm) de sección, de determinada calidad, y se dispone una carga explosiva determinada en el nitrato amónico que queda en la parte superior del tubo. Cuando se provoca la detonación de la carga explosiva, la medida en que se produce también detonación del nitrato amónico se mide, si ha lugar, por la longitud del trozo de tubo que resulta dañado. Todo material con el que la detonación se propague a todo lo largo del tubo, de modo que no quede ninguna parte de éste indemne, se considera inseguro.

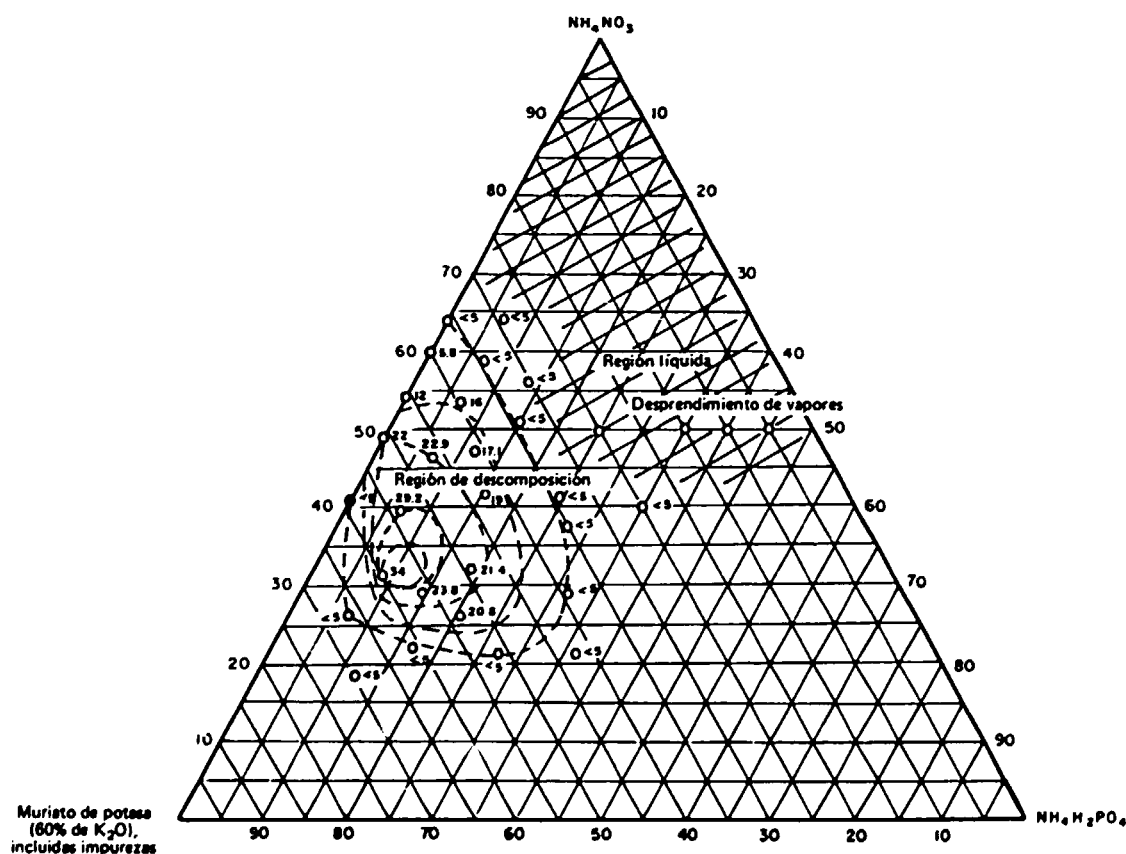
El ensayo de ignición es bastante complicado; en general, se ha concebido con la idea de eliminar las fórmulas que pueden incrementar catalíticamente la velocidad de descomposición del nitrato amónico aun cuando la sustancia catalizadora no quede excluida por la definición ni sea detectada por los procedimientos analíticos.

También hay reglamentos referentes a las precauciones que han de adoptarse en el almacenamiento, envasado y transporte del nitrato amónico, y cuando se trate de extinguir incendios

de locales u objetos que contengan nitrato amónico.

Algunos fertilizantes compuestos que contienen nitrato amónico y algún cloruro —como el potásico, por ejemplo— están sujetos, en caso de ignición, al fenómeno de propagación de la descomposición, a lo que a veces se hace referencia diciendo que “se consumen como un cigarro puro”. La temperatura de ignición es de unos 200°C, pero puede ser más baja en presencia de algunos agentes sensibilizantes, como las sales de cobre. El campo de composiciones de los fertilizantes NPK y NK sujetos a descomposición ha sido estudiado por Huygen y Perbal [33], la TVA [34] y otros. Basta un 4% de KCl (aprox. un 1.9% de Cl) para que algunas mezclas se tornen susceptibles de descomposición propagada. El fosfato amónico inhibe esta reacción; por consiguiente, muchas composiciones de NPK que contienen nitrato amónico y cloruro potásico no ofrecen este peligro. La figura 12, tomada de una comunicación de Perbal [33] muestra la zona de composiciones del sistema $\text{NH}_4\text{NO}_3\text{—KCl—NH}_4\text{H}_2\text{PO}_4$ en que se da el fenómeno “del cigarro puro”.

Figura 12. Zona de descomposición del sistema $\text{NH}_4\text{NO}_3\text{—KCl—NH}_4\text{H}_2\text{PO}_4$



Nota. Las velocidades de avance de la zona de descomposición se indican en centímetros por hora

En el caso de los materiales sujetos a ese fenómeno, la reacción puede iniciarse por causas tan accidentales como el desprendimiento de un trozo de metal caliente procedente de una operación de soldadura, o una bombilla eléctrica que queda enterrada entre el fertilizante, o el sobrecalentamiento de material aglomerado en las aletas de un secador. Una vez iniciada, la descomposición se propaga por la masa del material a una velocidad que suele oscilar entre 5 y 50 centímetros por hora. Normalmente, la temperatura de la zona de descomposición es de 300-500°C. No se conoce con claridad la naturaleza exacta de la reacción, pero se sabe que se traduce en la destrucción completa del nitrato amónico y en la emisión de parte del cloruro. Se desprenden vapores nocivos —rojos, blancos, amarillos o pardos— que contienen NH_4Cl , HCl , Cl_2 , NO_2 y otros óxidos de nitrógeno, N_2 y H_2O . Los vapores son tóxicos, y en algunos casos ha habido muertos que lamentar.

Como la reacción no requiere más oxígeno que el contenido en el nitrato amónico, no se puede extinguir el fuego sofocándolo, sino que hay que inundar el local con agua. Si en un depósito o pila de material se descubre una zona localizada de descomposición suficientemente pronto, se puede retirar del local el material en descomposición mediante una pala mecánica, por ejemplo, y extinguir el incendio con agua, salvando así el resto del material.

Como los fertilizantes compuestos pueden tener muy distintas composiciones, no siempre es posible predecir qué composiciones serán del tipo "cigarro puro". Para determinarlo, la TVA ha concebido un ensayo muy sencillo: se toma un saco con 50 libras (23 kg) de fertilizante y, con un soplete, se lo calienta por un extremo hasta que se inicie la descomposición, lo cual se advierte fácilmente porque se desprenden vapores en abundancia. Si la descomposición cesa cuando se retira la llama, el material no está sujeto al fenómeno de propagación de la descomposición. Si continúa descomponiéndose, la velocidad de avance de la zona de descomposición puede medirse mediante unos termopares insertos en el material a intervalos de 10 cm.

Existe un método más perfeccionado y preciso, que se describe en un manual titulado *Selected Methods of Test for the Thermal Stability of Compound Fertilizers Containing Ammonium Nitrate*, publicado por la ISMA y la APEA conjuntamente (primera tirada, 1970). El "ensayo de descomposición por zonas" se efectúa en un aparato consistente en una artesa de 15 × 15 × 50 cm construida de tela metálica pesada.

La artesa se llena con el fertilizante a ensayar; en uno de los extremos de la artesa se calienta una placa de acero hasta una temperatura

de entre 400 y 800°C, bien sea con mecheros de gas bien con un calentador eléctrico. Se continúa el calentamiento hasta que sea evidente la descomposición del fertilizante contiguo a la placa de acero calentada o hasta que haya transcurrido una hora. Luego se pone fin al calentamiento y se toma nota de la posición del frente de descomposición. Si la propagación de la descomposición cesa casi tan pronto como se ha desconectado la fuente de calor, el material no muestra esa propiedad de "descomposición autosostenida". Si la zona de descomposición continúa avanzando por toda la artesa, el fertilizante está sujeto a descomposición autosostenida. Si se desea, se puede medir la velocidad de avance de la zona de descomposición. En algunos casos, la descomposición puede continuar por algún tiempo después de haberse cortado el aporte de calor pero se detiene antes de llegar al final de la artesa. En este caso, el manual sugiere que la descomposición se considere autosostenida si prosigue durante una distancia de 15 cm o más.

Las organizaciones que han publicado el manual (la ISMA y la APEA) declinan toda responsabilidad por la aplicación práctica del ensayo. Esto no obstante, en algunos países (principalmente, en los escandinavos) se prohíbe la venta de fertilizantes sujetos a descomposición autosostenida, y se acepta el "ensayo de artesa" más arriba descrito como medio para identificarlos.

El manual ISMA/APEA contiene también métodos de ensayo para determinar la explosividad (tres métodos), la descomponibilidad homogénea a altas temperaturas, la propensión al autocalentamiento y el potencial de oxidación de los fertilizantes. Diversos organismos han elaborado reglamentos para el transporte de materiales peligrosos por ferrocarril, en embarcaciones de diversos tipos, por aire o por carretera.

En la mayor parte de los países se considera que el nitrato amónico no presenta riesgos inaceptables, siempre que se adopten las precauciones del caso. El nitrato amónico "de calidad agrícola" (véase la definición ya dada) no puede explotar por choque. Tampoco hay noticias de explosiones debidas al calor o a incendios solamente. En varios casos, almacenes y casas de labranza que contenían nitrato amónico han ardiendo sin explosión. En cierta ocasión, al arder un almacén en que había nitrato amónico, una pequeña cantidad de éste que se había contaminado con aceite rezumado de una pala mecánica explotó, pero el resto del nitrato amónico no explotó. Es posible que en algunos países se prohíba el nitrato amónico sin mezcla, que puede aprovecharse con facilidad para construir artefactos explosivos.

Muchas veces se ha formulado la pregunta de cuál es el porcentaje máximo de nitrato amónico

que puede contener un fertilizante sin riesgo de explosión. La pregunta no tiene una contestación sencilla: depende de los materiales con que esté mezclado el nitrato amónico, de cuánto material carbonáceo se encuentre presente, de la cantidad de elemento detonador que se utilice, y de varios otros factores. Como ya se ha señalado, el nitrato amónico puro no detona con facilidad, pero se le puede hacer explotar si se almacena en locales muy exigüos, en que el material quede como encerrado, y si se aplica un explosivo suficientemente fuerte. Perbal describe ensayos en que se aplicó a diversas mezclas de nitrato amónico con otros materiales fertilizantes un revestimiento de un 0,4% de fuel oil. Estas mezclas se ensayaron luego para determinar su explosividad, por dos procedimientos normalizados distintos en los que se aplicaba una carga detonadora estándar [33]. Como resultado de estos ensayos, y de otros más, las autoridades danesas han establecido los siguientes límites máximos para el contenido de nitrato amónico en las mezclas:

Material mezclado con el nitrato amónico	Porcentaje máximo de nitrato amónico permisible
Yeso	80
(NH ₄) ₂ SO ₄	40-45
(NH ₄) ₂ HPO ₄	65-70
CaHPO ₄	70
KCl	70
K ₂ SO ₄	70

Perbal llega a la conclusión de que, en general, puede considerarse que los fertilizantes compuestos no ofrecen riesgo de explosión si contienen menos del 70% de NH₄NO₃, salvo que la mezcla contenga un alto porcentaje de (NH₄)₂SO₄ o cualquier otro material reducible, en cuyo caso se debe ensayar el material [32].

3. Métodos de producción

Hay varias patentes de fabricación de nitrato amónico basadas en diferentes combinaciones de métodos de neutralización, evaporación, secado y acabado. El nitrato amónico sólido se obtiene en forma de perdigones, de cristales y de gránulos, solo o en combinación con otras sustancias. También se fabrican grandes cantidades de nitrato amónico en forma de soluciones de concentración comprendida entre 80 y 90%, que se utilizan para la producción de fertilizantes compuestos granulares. La solución caliente se envía a plantas de granulación, en cisternas bien aisladas que se transportan por ferrocarril o por carretera (esto suele hacerse en particular en el Reino Unido). La solución se utiliza también para preparar soluciones de nitrógeno que contengan amoniaco o urea y que se usan en las plantas de granulación o

como fertilizante líquido (véase el capítulo X). A continuación se describen las principales operaciones unitarias realizadas para la fabricación de nitrato amónico.

Neutralización

Si, gracias a la fabricación de subproductos o a la existencia de otras fuentes poco costosas, se dispone fácilmente de vapor en cantidad suficiente para hacer funcionar la fábrica de nitrato amónico, quizá sea preferible utilizar un neutralizador de presión atmosférica: este tipo de instalación es de funcionamiento sencillo y no requiere inversiones considerables. En los demás casos, podrá obtenerse todo o casi todo el vapor necesario para las operaciones de calentamiento previo y concentración de la solución de nitrato amónico neutralizando los ácidos de concentración superior al 50% de HNO₃ en instalaciones de presión. (Si el ácido nítrico utilizado tiene una concentración del 64%, la producción de vapor puede ser de una tonelada por cada tonelada de amoniaco neutralizado.) En algunas instalaciones, sobre todo en las de fabricación de nitrato amónico cristalino, la neutralización se hace en el vacío utilizando dispositivos semejantes a los empleados para la fabricación de sulfato amónico [35].

En los procesos con neutralizadores a presión, el neutralizador suele funcionar a 4-5 atm y a 175-180°C. El ácido nítrico se alimenta al neutralizador a una concentración normalmente comprendida en el campo de 50 al 60%. En algunos casos puede precalentarse con vapor subproducto. El amoniaco se alimenta al neutralizador en forma gaseosa. Si se encuentra en estado líquido, se vaporiza, con vapor o aire, en un intercambiador de calor. Si se usa aire, el aire enfriado puede utilizarse para enfriar el producto, es decir, el nitrato amónico en granulación ordinaria o en perdigones. Se puede hacer que el neutralizador funcione con un pH bajo (3-4), para evitar la pérdida de amoniaco, y añadir luego más amoniaco para ajustar el pH a 7. La concentración de la solución procedente del neutralizador suele estar en el campo de un 80-87% de nitrato amónico. Se evapora más, utilizando vapor del neutralizador, hasta alcanzar una concentración del 94-98%. En muchas instalaciones se utiliza un evaporador-concentrador final para elevar la concentración hasta 99,5-99,8%.

En el caso de neutralización a la presión atmosférica, la temperatura del neutralizador es más baja (de unos 145°C) y el vapor generado se encuentra a más baja temperatura y presión. El vapor perdido puede utilizarse para vaporizar amoniaco o para evaporar la solución de nitrato amónico en un evaporador de vacío. Según la eficiencia de utilización, el calor de reacción, la concentración del ácido nítrico y otros factores,

las necesidades netas de vapor pueden oscilar entre 0.0 y 0.5 toneladas por tonelada de NA; en algunos casos se puede disponer de cierto sobrante de vapor "exportable".

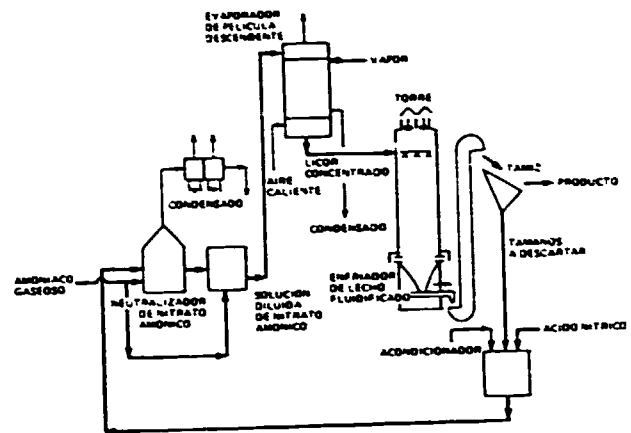
4. Procesos de acabado

Entre los métodos de acabado que antes se utilizaban figuran el granallado, la escamación, la granulación ordinaria, la cristalización, y la granulación en "perdigones livianos". En este último método, la solución de nitrato amónico pasa a la torre de granulación con una concentración del 95% aproximadamente, y los perdigones resultantes se secan y enfrían. Esos perdigones son algo porosos y pueden tener un peso específico aparente de 1.29, frente a 1.65 en el caso de los perdigones pesados. Algunos de los métodos citados siguen utilizándose, particularmente para la preparación de NA destinado a la producción de explosivos. Para este empleo se prefieren los perdigones o gránulos porosos, que absorben bien el aceite.

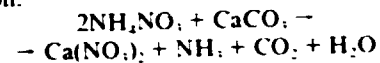
Para la producción de fertilizantes, en la mayor parte de las fábricas nuevas que producen NA sin mezcla se utiliza la granulación en perdigones pesados, con concentraciones de la solución que no bajan del 99%. Recientemente, empero, se observa una tendencia hacia el mayor uso de los métodos de granulación ordinaria en que también se usan soluciones muy concentradas (99%, por lo menos). Se están aplicando comercialmente dos métodos de granulación: el de granulación en bandeja desarrollado por la Norsk Hydro (Noruega) y el de granulación con rociadores de tambor ("Sphero-dizer") desarrollado en los Estados Unidos por la C & I Girdler, filial de la Bechtel Corporation. Las ventajas de los métodos de granulación ordinaria sobre los de granulación en perdigones son las siguientes: a) mayor campo de tamaños de los gránulos, en el que quedan comprendidos los de "calidad forestal" (4-10 mm); y b) menores dificultades para recoger los vapores y el polvo producidos, lo que facilita el cumplimiento de las nuevas y más rigurosas normas dictadas para combatir la contaminación. Los métodos de granulación son aplicables también a la urea y se describen más adelante en el capítulo IX. La figura 13 representa, en diagrama, el proceso seguido en un método de granulación en perdigones pesados, incluidas las etapas de neutralización y de evaporación.

Cuando el producto deseado es Cal-nitro, se elige normalmente entre la granulación en perdigones y la ordinaria. Se utilizan granuladores de tambor giratorio o mezcladores de paletas (mezcladores de ceramista). La solución concentrada de nitrato amónico se mezcla con caliza calcítica o dolomítica, creta, marga, o carbonato cálcico precipitado (que es un subproducto de algunos

Figura 13. Proceso de granulación de nitrato amónico en perdigones pesados (ICI)



procesos de producción de nitrofosfatos; véase el capítulo XV), debidamente molidos. La operación de mezcla debe hacerse rápidamente, para limitar la pérdida de amoníaco que se ocasiona en la reacción:

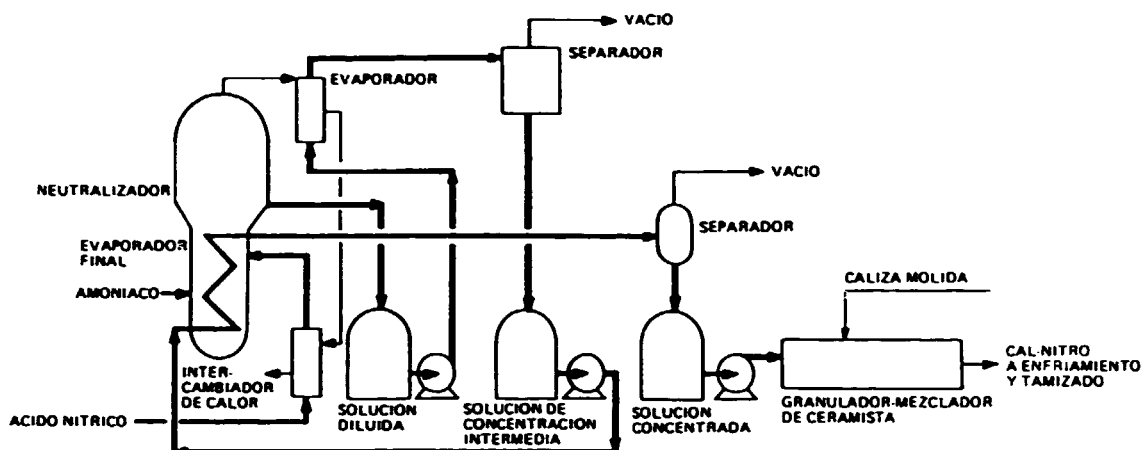


Para algunos procesos de granulación ordinaria se prefieren las calizas blandas o yesosas. Se ha experimentado, con éxito, la utilización de yeso en lugar de caliza.

El Cal-nitro solía contener, poco después de 1960, un 21% de N, lo cual corresponde a un 60% de NA; en la mayoría de los países se ha elevado luego el contenido hasta el 26% de N (aproximadamente, un 74% de NA). Al igual que en el caso del nitrato amónico sin mezcla, se ha venido tendiendo a utilizar una solución de NA más concentrada, para ahorrarse una etapa de secado. De todos modos, se pueden utilizar concentraciones del 98%, o aun menores, ya que el calor de cristalización es suficiente para secar el producto hasta un nivel aceptable. La figura 14 representa, en diagrama, un proceso normal de producción de Cal-nitro.

En Europa se utiliza mucho el proceso SBA (es decir, de la Société Belge de l'Azote et des Produits Chimiques du Marly). El granulador SBA es parecido a un mezclador de paletas de dos ejes, con la diferencia de que en el extremo de alimentación lleva unos tramos con dispositivos helicoidales interpenetrantes en los que la solución de nitrato amónico se mezcla con caliza molida y con finos reciclados. El resto del aparato mezclador lleva las paletas corrientes. La velocidad y el sentido de la rotación son tales que se obtiene el efecto de lecho fluidizado; y una corriente de aire que atraviesa el granulador expulsa el vapor de agua. En los granuladores de tambor rotatorio, la producción de Cal-nitro

Figura 14. Proceso con neutralización de la presión y adición de caliza para obtener nitrato calcioamónico (Cal-nitro) (basado en el proceso SBA)



granular sigue un proceso muy parecido al que se aplica en el caso de los fertilizantes compuestos (véase el capítulo XIX). El producto se enfría y tamiza, y los finos y fragmentos resultantes de la trituración del material de tamaño excesivo se devuelven al proceso. En algunas fábricas se utilizan enfriadores de lecho fluidificado. Hay también fábricas en las que una parte de la caliza o creta molida se reserva para revestir el producto final con objeto de mejorar sus propiedades físicas. En otras fábricas puede utilizarse un acondicionador de arcilla.

En la granulación en perdigones de Cal-nitro, la solución de NA se mezcla primero con la caliza molida inmediatamente antes de la granulación. Para la formación de las gotas, se suele preferir el aparato consistente en un cubo giratorio perforado. Las torres para granulación en perdigones de Cal-nitro y de NA suelen tener una altura de 46-56 m, aunque también las hay más bajas. Para la granulación en perdigones pesados con soluciones al 99,7%, se pueden utilizar torres de 15-30 m de altura. El enfriamiento puede efectuarse en un enfriador rotatorio o en un lecho fluidificado, ya sea en el fondo de la torre de granulación o en una unidad aparte.

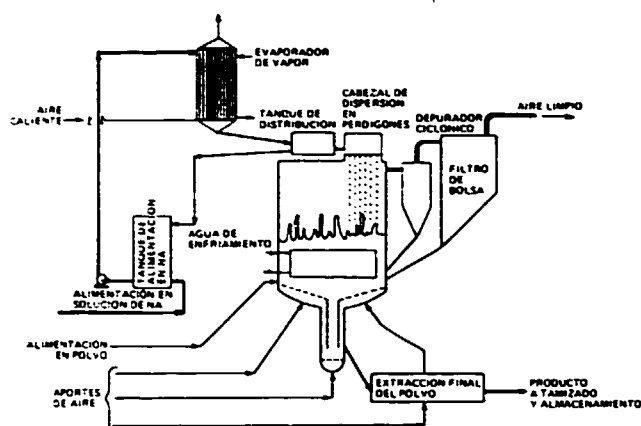
Los materiales de NA o de Cal-nitro granulados por el procedimiento ordinario o en perdigones se revisten a menudo con un agente acondicionador consistente en polvo de caolín, diatomita o tierra de batán calcinada, en cantidades que oscilan entre el 1 y el 3%. Por lo general, los nitratos amónicos acondicionados tienen un contenido garantizado de N del 33,5-34,0%. En algunos climas, no se considera necesario el revestimiento para evitar el apelmazamiento, especialmente si se trata de perdigones pesados estabilizados, con muy bajo grado de humedad. En este caso, el contenido en N

garantizado es de 34,0-34,5%. Como ya se ha mencionado anteriormente, se han desarrollado y utilizado estabilizadores que impiden que, a los 32°C, se produzca el cambio de estado cristalino. Entre estos estabilizadores destacan el nitrato magnésico (que se produce disolviendo magnesita en ácido nítrico) y el "Permalene", que es una combinación de sulfato amónico y fosfato diamónico.

El nitrato amónico puede almacenarse a granel; de todos modos, en la mayor parte de los climas conviene poder regular la humedad de los locales de almacenamiento. En la mayoría de los países el producto se distribuye en sacos que deben ser "a prueba de humedades"; por lo menos una de las capas del material de que esté hecho el saco debe ser impermeable a la humedad. Pueden utilizarse sacos de película de plástico o sacos con forro interior de material plástico, a condición de que estén bien hechos. En los Estados Unidos es muy corriente el envío del nitrato amónico a granel en vagones de ferrocarril de fondo en tolva.

La casa Fisons Ltd. (Reino Unido) ha desarrollado un proceso especial para la producción de nitrato amónico, llamado "Nitro-Top", en el que la solución de NA (al 99,7%) se granula en perdigones que caen sobre un lecho de polvo fluidificado. El proceso se representa, simplificado, en el diagrama de la figura 15. El lecho de polvo se enfría con agua, que circula por entre un sistema de arrollamientos y placas dispuestos en el lecho, a fin de mantener una temperatura de unos 50°C. El polvo puede ser arcilla, talco o cualquier otro material que no llegue a las 50 μm. Parte del polvo se adhiere a los perdigones, revistiéndolos, lo cual mejora sus propiedades físicas. La cantidad de polvo que se adhiere depende del material; utilizando una mezcla de

Figura 15. Proceso Fisons de granulación en perdigones de nitrato amónico en lecho de polvo



montmorilonita y talco u otras combinaciones, se obtiene el porcentaje deseado de revestimiento, que es del 3% aproximadamente. El aire de fluidización pasa por un depurador ciclónico y un filtro de bolsa antes de salir a la atmósfera; el polvo recuperado vuelve al lecho de polvo. Los perdigones se dejan caer desde lo alto de la torre y se cruzan con una corriente de aire ascendente que retiene el polvo. El producto pasa luego a un extractor de polvo final y luego a unos tamices donde se separan los pocos perdigones de tamaños no aceptables.

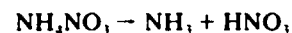
Se afirma que este proceso tiene las ventajas siguientes:

1. El tamaño del perdigón es uniforme, y puede ser mayor que cuando la granulación se hace en el aire: por ejemplo, 99% de perdigones con diámetros de entre 2,4 y 4,0 mm (diámetro medio, 2,6 mm). Este tamaño es corriente para fertilizantes granulares en Europa y, por lo tanto, los perdigones pueden utilizarse en las mismas máquinas que otros fertilizantes, sin necesidad de ajuste, y también en mezclas a granel.
2. La torre de granulación tiene sólo 7 m de altura, frente a los 50 m de la granulación en aire.
3. El mismo equipo combina la función de granulación en perdigones, enfriamiento y revestimiento.
4. No hay problemas de regulación de la contaminación.

5. Regulación de la contaminación

Al igual que ocurre en relación con todas las operaciones industriales, las exigencias que en materia de regulación de la contaminación se aplican a la fabricación de NA y de Cal-nitro se

han tornado más rigurosas en estos últimos años. Esto ha planteado un problema grave en el caso de la granulación en perdigones pesados de NA, debido a la gran cantidad de aire que expelen las torres de granulación y al pequeñísimo tamaño de partícula de los vapores que salen a la atmósfera. La formación de vapores es mucho mayor en la granulación en perdigones pesados porque la masa fundida de NA que se ha de granular ha de estar a una temperatura elevada (unos 180°C) para que no se congele. A esta temperatura, se manifiesta una apreciable presión de vapor del $\text{NH}_3 + \text{HNO}_3$, como consecuencia de la disociación del NA, conforme a la ecuación



Los productos de disociación se recombinan en el aire, más fresco, formando una neblina azul constituida por partículas de NA de tamaños inferiores a la micra. Las partículas de tan pequeño tamaño son muy difíciles de recoger, y forman una neblina o niebla muy visible y estable. En el caso de la granulación en perdigones ligeros el problema es mucho menos grave, por ser más bajas las temperaturas de solución del NA. En los procesos de granulación ordinaria, el problema es menos grave, porque los volúmenes de aire en contacto con la solución caliente son mucho menores.

La cantidad de NA existente en el gas de escape de la torre de granulación en perdigones pesados es tan solo, probablemente, del orden del 0,1% de la producción total, incluyendo polvo y vapores. La recuperación de una cantidad así rara vez puede justificarse por motivos puramente económicos, pero frecuentemente se hace necesaria por razones relacionadas con la calidad del medio ambiente. Hay una solución para tan arduo problema, solución que se debe a la Co-Operative Farm Chemicals Association (CFCA) y que ésta viene aplicando en sus fábricas de Lawrence (Kansas) y por lo menos otras 14 fábricas en Norteamérica [36]. El sistema de reducción del volumen de vapores se basa en la instalación de una camisa acampanada en torno al cabezal de dispersión en perdigones situado en lo alto de la torre de granulación, a fin de recoger el aire cargado de vapores que hay en la parte de la torre en que se forman los vapores debido al contacto del aire con la solución caliente de NA o con los perdigones en curso de solidificación. El flujo de aire en el recinto formado por esta camisa es sólo el 25% del flujo total de aire en el interior de la torre; el 75% restante está virtualmente exento de polvo y de vapores y puede dejarse salir libremente a la atmósfera. El aire del recinto eliminado pasa por un aparato depurador y por eliminadores de neblinas Brink ultraeficientes. Los vapores del neutralizador y de los evaporadores se tratan en el mismo sistema de depura-

ción. Se hace que la solución del depurador circule para elevar su concentración, y en última instancia se la recicla a la etapa en que se prepara la solución de NA. Al parecer, todo el sistema cuesta entre medio millón y millón y medio de dólares para fábricas con capacidades de producción diaria de entre 250 y 1.000 toneladas cortas. El sistema recupera de 3 a 7 kilos de NA por tonelada de producto de todas las fuentes (es decir, del neutralizador, de los evaporadores y de la torre de granulación), lo cual compensa de sobra los gastos de explotación (excluidos los gastos iniciales de capital). Desde el punto de vista del control de la contaminación, el sistema ha cumplido las normas aplicables: emisiones atmosféricas de menos de 0.5 kg/t de producto y opacidad de menos del 10% [36].

F. Nitrato sódico

1. Consideraciones generales

Hasta que empezó la fabricación de amoníaco sintético y de sus derivados, el nitrato sódico natural era en muchos países la fuente principal de ácido nítrico y de nitrógeno químico para la fertilización del suelo. Casi todo el nitrato sódico natural procedía de Chile, y principalmente de un extenso filón de casi 800 kilómetros de longitud y de 15 a 80 kilómetros de anchura, situado en la región oriental de la cordillera litoral chilena. La extracción de nitrato sigue siendo una de las principales actividades económicas de Chile, donde la producción se acerca en la actualidad (1976) a 650.000 toneladas anuales. También hay pequeños depósitos naturales de nitrato sódico en otras zonas, por ejemplo, en Africa, Australia, México y Egipto. En los Estados Unidos y en Europa se fabricaban antes considerables cantidades de nitrato sódico sintético, pero la producción ha disminuido considerablemente desde el fin de la segunda guerra mundial, y ahora sólo se producen cantidades insignificantes a partir de subproductos.

2. Usos principales

Hace mucho tiempo que el nitrato sódico se viene utilizando como abono superficial para la producción de algodón, tabaco y determinados cultivos de huerta. Su empleo como abono nitrogenado *per se* ha disminuido, sin embargo, considerablemente en los últimos cien años. En el Reino Unido, por ejemplo, el consumo de nitrato sódico, que representaba 20.000 toneladas de nitrógeno en 1899, es prácticamente nulo en la actualidad. En los Estados Unidos, el consumo actual (1977) es de unas 10.000 toneladas de

N. Como otros nitratos, el de sodio tiende a sufrir lixiviación en el suelo, pero presenta la ventaja de tener un catión metálico con lo que, a diferencia del amoníaco y sus derivados, incluso la urea, no provoca pérdidas catiónicas ni aumenta, en consecuencia, la acidez de los suelos de manera imprevista.

Entre las aplicaciones industriales del nitrato sódico cabe citar la conservación de carnes, el tratamiento térmico de metales y el uso como fundente en la industria metalúrgica y en la de productos cerámicos.

3. Propiedades del nitrato sódico

Las propiedades del nitrato sódico se indican en el cuadro 6.

CUADRO 6. PROPIEDADES DEL NITRATO SÓDICO PURO

Fórmula	NaNO ₂
Composición garantizada de un producto típico	
Nitrógeno	16,48%
Sodio	27,05%
Aspecto	Cristales romboédricos blancos
Peso molecular	85,01
Punto de fusión	308,3 °C
Densidad a 20/4 °C	2,257
Solubilidad, g/100 g de agua	
Temperatura (°C)	
0	73
10	96
30	176
100	180
Densidad aparente	
Gránulos gruesos	1 202 kg/m ³
Producto triturado	1 282 kg/m ³
Producto pulverizado	1 363 kg/m ³
Humedad relativa crítica	
A 20 °C (68 °F)	74,7
A 30 °C (86 °F)	73,7

4. Métodos de producción

Extracción de depósitos naturales

En Chile, los caliches o menas de nitrato tienen una composición muy variable, y su contenido de NaNO₂ oscila entre casi 0 y el 80%; los minerales más ricos son en la actualidad muy raros. A continuación se indica la composición de un caliche típico en bocamina (en porcentajes):

NaNO ₂	7-10
NaCl	4-10
Na ₂ SO ₄	10-30
Mg, Ca, K, Br, I,	2-7
H ₂ O	1-2
Resto (ganga)	41-76

Estos componentes se presentan en forma de sulfatos mixtos complejos, como la darapskita ($(\text{NO}_3)_2 \cdot \text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot \text{H}_2\text{O}$).

Antiguamente, la separación de las menas de mayor concentración (alrededor del 13% de nitrato sódico) se hacía a mano; seguidamente se efectuaba una lixiviación en recipientes abiertos calentados directamente hasta conseguir la saturación. La solución saturada se transportaba luego por un sistema de tuberías a las bandejas de sedimentación, donde se obtenían por enfriamiento cristales de nitrato sódico que, después de secados y expuestos al sol, se exportaban en sacos o a granel. Una variante perfeccionada de ese método (el proceso de Shanks), que empezó a utilizarse hacia 1890, estuvo bastante difundida por espacio de unos cincuenta años, pero en la actualidad ha caído en desuso. El método más generalizado es ahora el de Guggenheim, que permite beneficiar las menas de concentración inferior al 10% y que ha asegurado varios decenios de supervivencia a la industria del nitrato de Chile.

Se basa el método de Guggenheim en el arranque del caliche por la técnica habitual en el laboreo de minas a cielo abierto (uso de palas mecánicas y vagonetas de arrastre); la trituración ulterior permite obtener un 80% de menudos de diámetro comprendido entre $\frac{1}{4}$ y $\frac{3}{8}$ de pulgada (1,9 a 0,95 cm), cuya lixiviación con agua se efectúa a unos 40°C en una serie de cubas, cada una de ellas con capacidad para unas 10.000 toneladas de mena triturada. El agua de salida de cada cuba se calienta antes de introducirla en la cuba siguiente, ya que la disolución del nitrato sódico es un proceso endotérmico. Una vez terminadas las operaciones de extracción y lavado, los desechos sólidos que quedan en las cubas se extraen y se acarrean al vertedero.

Las partículas finas resultantes de la trituración se reducen a pulpa en un dispositivo especial, y la ganga se separa por medio de filtros de Moore. Los filtrados se mezclan con el licor de las cubas de lixiviación y se refrigeran en un termorrecolector de haces de tubos para obtener, por precipitación, nitrato sódico cristalino. El enfriamiento inicial se efectúa por intercambio iónico con el licor de las cubas de lixiviación; y el enfriado final, con amoníaco. Después del agotamiento y del lavado en centrifugadores intermitentes, la lechada de nitrato sódico da un producto cristalino formado en su mayor parte por partículas de diámetro correspondiente al tamiz número 48, con un 3,5% de humedad libre. Si se desea obtener un producto granulado se procede a la fusión de la sal centrifugada en hornos de reverbero a unos 400°C; la desecación se hace por aspersión en torres de grandes dimensiones y va seguida de una refrigeración por intercambio térmico con las aguas madres en termorrecolectores

de haces de tubos. El tamizado final permite separar los gránulos de diámetro comprendido entre las mallas 10 y 20, con un contenido de nitrato sódico del orden del 98% y con un 0,2-0,3% de humedad libre.

Las sales de yodo presentes en el caliche se acumulan en las aguas madres recicladas y se reducen a yodo en un proceso aparte; la producción anual es del orden de 2.000 toneladas. Se ha observado, por otra parte, que las sales insolubles en las soluciones de lixiviación de reciclado pueden extraerse del caliche con agua dulce y recuperarse mediante evaporación solar y cristalización selectiva, lo que proporciona considerables cantidades de nitrato sódico adicional, así como nitrato potásico, diversos yodatos, boratos y sulfatos. Estas sales asociadas pueden llegar a tener importancia para la industria del nitrato de Chile.

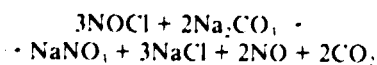
Nitrato sódico de síntesis

La situación de dependencia en que se encontraban a principios de siglo los Estados Unidos y otros países respecto de los yacimientos chilenos de nitrato sódico natural aceleró el desarrollo de diversos procesos químicos para la síntesis de ese compuesto. En todos esos procesos, el producto resultante de la síntesis es una solución de nitrato sódico de la que se extrae la sal por concentración, cristalización y centrifugación. En algunos casos, la sal agotada y lavada se somete a una desecación en un secador rotatorio antes de las operaciones de tamizado, ensacado y almacenamiento; otras veces, se procede a la fusión de la sal seguida de granulación ordinaria o en perdigones.

También se han fabricado en los Estados Unidos cantidades apreciables de nitrato sódico por el procedimiento de la sal desarrollado por la Allied Chemical Corporation, procedimiento que, al parecer, ha caído ya en desuso. En ese procedimiento se hace reaccionar ácido nítrico con cloruro sódico, lo que origina nitrato sódico, cloro, cloruro de nitroxilo y agua, p.e.:

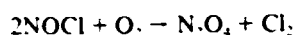


El cloruro de nitroxilo puede servir de producto intermedio para la obtención de otros derivados si no se aprovecha para un segundo ciclo de fabricación de nitrato sódico por reacción con carbonato sódico. En este último caso, se obtienen además cloruro sódico, óxido nítrico y dióxido de carbono:



Las sales resultantes pueden someterse a un tratamiento de redigestión; el óxido nítrico servirá para obtener cantidades suplementarias de nitrato

sódico (o de ácido nítrico). También es posible oxidar el cloruro de nitroxilo para obtener tetraóxido de dinitrógeno y cloro por la reacción siguiente:



También se utilizan para la fabricación de pequeñas cantidades de nitrato sódico (a veces como subproducto de otros procesos) métodos fundados en la reacción del ácido nítrico con ceniza de sosa o sosa cáustica o en procesos de intercambio iónico entre el nitrato cálcico y un zeolito de sodio. Entre los métodos propuestos, o explotados en pequeña escala, cabe citar asimismo los basados en reacciones de doble descomposición entre distintos nitratos y sales alcalinas (por ejemplo, nitrato amónico y sosa cáustica o sal común).

5. Almacenamiento

El nitrato sódico puede almacenarse y transportarse a granel cuando la humedad ambiente es muy baja; en los climas húmedos y en las zonas tropicales es necesario envasarlo en bolsas impermeables. En algunos países se considera el nitrato sódico como una sustancia inflamable y su transporte y su empleo están sujetos a determinadas formalidades de rotulación, seguros, etc., como las exigidas en los casos del nitrato amónico y del nitrato potásico. En efecto, algunos cuerpos impregnados con nitrato sódico (por ejemplo, recipientes de madera o de arcilla) pueden inflamarse rápidamente después de secos si se los expone a temperaturas elevadas. Para evitar ese riesgo, es conveniente destruir, o ignifugar después de un lavado minucioso, los artículos impregnados de nitrato sódico.

G. Nitrato potásico

La producción, las propiedades y el uso del nitrato potásico se consideran en el capítulo XVIII ("Fertilizantes potásicos").

H. Nitrato cálcico

1. Información general

Aunque la fabricación de nitrato cálcico no plantea mayores problemas técnicos, el uso de este producto para la fertilización del suelo resulta difícil por su extrema higroscopicidad, aun en los climas de humedad moderada. Es posible que la reciente generalización del uso de sacos con revestimientos plásticos impermeables aumente la

demanda de nitrato cálcico para usos agrícolas. Como fertilizante, el nitrato cálcico brinda especiales ventajas para el empleo en suelos salinos, ya que el calcio desplaza al sodio que es absorbido por la arcilla de los suelos. Por este motivo, se le puede dar preferencia en las zonas en que haya problemas de salinidad de suelos, como ocurre en algunas regiones de Egipto y de California. Otra ventaja es que no tiende a formar ácidos. También encuentra aplicación para la producción de explosivos, artículos de pirotecnia y procesos de química inorgánica.

2. Propiedades del nitrato cálcico

Las propiedades del nitrato cálcico se indican en el cuadro 7.

CUADRO 7. PROPIEDADES DEL NITRATO CALCICO

Fórmula	$\text{Ca}(\text{NO}_3)_2$
Aspecto	Blanco, cristalino
Peso molecular	164,10
Punto de fusión	555,7 °C
Densidad a 20 °C	2,36 (producto anhidro)
Solubilidad, g/100 g de agua	
Temperatura (°C)	
0	102
100	364
Composición aproximada (producto de calidad agrícola)	
Nitrógeno	15,5%
Calcio	36,0%
Humedad relativa crítica	
A 20 °C	54,8
A 30 °C	46,5

3. Métodos de producción

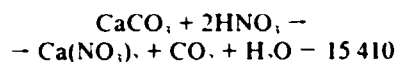
La producción de nitrato cálcico corresponde en su mayor parte a Europa, donde se utilizan dos métodos principales de fabricación. Uno de ellos se basa en la reacción directa entre el carbonato cálcico y el ácido nítrico; y el segundo en la separación por cristalización y filtración o centrifugación del nitrato cálcico que se obtiene como coproducto en distintos procesos de fabricación de nitrofosfatos.

Proceso directo

Se basa este proceso en la reacción de caliza triturada con ácido nítrico al 50% en torres especiales con revestimiento de ladrillos acidorresistentes. El ácido residual se neutraliza con cal. El licor resultante, que contiene alrededor del 40% de $\text{Ca}(\text{NO}_3)_2$, se clarifica en cubas de sedimentación y se concentra seguidamente al 87% en un evaporador de vacío. Luego se añade un 5%

aproximadamente de nitrato amónico, como ayuda a la granulación, a fin de elevar el contenido en nitrógeno al 15,5% antes de proceder al secado por rociado en una torre de granulación en perdigones. Los gránulos o perdigones se envasan en bolsas impermeables después de refrigerados y tamizados.

La reacción indicada, que es exotérmica, se expresa por la fórmula siguiente:



Fabricación de nitrofosfatos y nitratos cálcicos

La producción de nitrato cálcico como subproducto de los procesos de nitrofosfatos se considera en el capítulo XV.

Los métodos de fabricación de nitrofosfatos pueden agruparse en dos categorías: los que permiten la separación del nitrato cálcico presente en el licor de nitrofosfato y los fundados en la conversión del nitrato cálcico en compuestos menos higroscópicos (nitrato amónico, por ejemplo) sin previa separación [10].

La mayoría de los métodos del primer grupo son variantes del procedimiento noruego de "Odda", que se funda en la digestión de una parte de fosforita molida con 1,5 partes de ácido nítrico a temperaturas de 55° a 70°C en un sistema de reacción continua. El licor de reacción se enfría luego con una salmuera en intercambiadores de calor para obtener, por precipitación, nitrato cálcico tetrahidro, que se separa y se lava en centrifugadoras o en filtros rotatorios de vacío. Después de una fusión a 42°C seguida de clarificación, los cristales se neutralizan con amoniaco, se granulan en perdigones, se enfrían y se envasan. En algunas fábricas, se añade nitrato amónico antes de la cristalización para obtener la sal doble $5\text{Ca}(\text{NO}_3)_2 \cdot \text{NH}_4\text{NO}_3 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$.

Hay un proceso especial de granulación en perdigones que se ha desarrollado en los Países Bajos y se usa allí y en otros países. Consiste en granular el producto en perdigones en un baño de aceite mineral, en lugar de agua. Como el aceite contiene un 10% de cera de parafina que reviste los perdigones, se lentifica la absorción de humedad [37]. Los perdigones se separan del aceite por decantación y centrifugación. Se almacenan a granel durante unas semanas mientras que el aceite que queda en su superficie va penetrando, por absorción, en su interior, dejando el revestimiento de cera en la superficie. Normalmente, el contenido en aceite de los perdigones es del orden del 1%. La sal decahidra ($5\text{Ca}(\text{NO}_3)_2 \cdot \text{NH}_4\text{NO}_3 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$), que es muy higroscópica, se descompone por deliquesencia cuando la humedad relativa excede del 50%; en cambio, la sal anhidra $\text{Ca}(\text{NO}_3)_2$, a pesar de su mayor higroscopidad, puede absorber hasta un 40% de su peso en agua antes de que empiece la licuefacción. Para reducir al mínimo los problemas de almacenamiento y manutención durante su envío es necesario proceder al envasado inmediato de ambos productos en bolsas impermeables.

4. Almacenamiento

A menos que las condiciones climáticas sean de extrema sequedad, el nitrato cálcico tiene gran propensión a la deliquesencia y su envasado en bolsas impermeables se considera preceptivo en la mayoría de las fábricas. Como en el caso de otros abonos nitrogenados, deben tomarse precauciones para evitar la impregnación de las sustancias orgánicas con nitrato cálcico, con objeto de reducir el riesgo de deflagración por acercamiento a una fuente de calor. Por este motivo, se exigen en algunos países requisitos especiales de almacenamiento y transporte.

Referencias

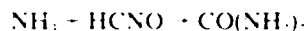
1. Hignett, T. P. 1974. "Recent Developments in Fertilizer Production Technology and Economics with Special Reference to Ammonia and Compound Fertilizers", ASPAC Extension Bulletin 40.
2. Buckley, H. E. 1951. *Crystal Growth*, John Wiley and Sons, Inc., New York, New York.
3. Keating, K. B. 1964. *Mechanisms of Crystal Growth*, Chemical Engineering Progress Symposium Series 60, No. 48, American Institute of Chemical Engineers, New York, New York.
4. Rumford, F. and J. Bain. 1959. "Controlled Crystallization of Sodium Chloride", *Fluid Handling*, (117):284-286.
5. Palermo, J. A. and G. F. Bennett. 1964. "Crystallization", *Industrial and Engineering Chemistry*, 56(10):38.
6. Eittle, G. W. 1949. "Some Aspects of Ammonium Sulfate Production", *Proceedings of the Fertiliser Society* (London), No. 5.
7. Svanoe, H. 1940. "Krystal Classifying Crystallizer", *Industrial and Engineering Chemistry*, 32(5):636.
8. Bennett, R. C. 1962. "Product Size Distribution in Commercial Crystallizers", *Chemical Engineering Progress*, 58(9):76-80.

9. Koptev, G. P. and M. M. Sorokin. 1963. "Improvements in Saturation Design", *Coke and Chemistry*, 10:33-35.
10. Pratt, C. J. 1964. "Ammoniated Phosphate Type Fertilizers", "Ammonium Sulfate, Nitrate, and Chloride Fertilizers", in *Fertilizer Nitrogen*, Vincent Sauchelli, Ed., p. 196-200, 222, 232-236, Reinhold Publishing Corp., New York, New York.
11. Gopinath, N. D. 1968. "II-C. In Production of Ammonium Sulfate", in *Phosphoric Acid*, A. V. Slack, Ed., p. 541-566, Marcel Dekker, Inc., New York, New York.
12. Rao, D. G. 1977. "Technoeconomic Evaluation of Alternate Uses of Byproduct Gypsum", FAI-IFDC Fertilizer Seminar Proceedings.
13. Hardy, W. L. 1957. "Sulfur from Gypsum not Feasible in United States, but may be Abroad", *Industrial and Engineering Chemistry*, 49(2):57a.
14. George, K. C., and N. D. Gopinath. 1963. "Manufacture of Ammonium Sulfate." Paper prepared for Conference on the Development of the Fertilizer Industry in Asia and the Far East, United Nations Economic Commission for Asia and the Far East, November 18-December 2, Bombay India.
15. "Leaving the Byproduct Ammonium Sulfate out of Caprolactam Manufacture". 1977. *Nitrogen*, 108:33-36.
16. "New Developments in Fertilizer Technology". 1976. TVA Bulletin Y-107, Tennessee Valley Authority, Muscle Shoals, Alabama.
17. "Ammonium Chloride: A Minority Product, but Important in Asia". 1978. *Nitrogen*, 111:31-32.
18. *Fertilizer Consumption, 1977 Season*. 1977. Report of ISMA Economics Committee.
19. ONUDI. 1969. "El procedimiento de las dos sales para la fabricación de cloruro amónico y carbonato sódico, empleado en el Japón," Monografía No.4 de la serie "Industria de fertilizantes".
20. "Ammonium Chloride for More Crops". 1977. *Japan Chemical Week*, 18(7):875.
21. Ando, J., J. P. Smith, M. R. Siegel and J. E. Jordan. 1965. "Quantitative Analysis of Mixed Fertilizers by X-ray Diffraction", *Journal of Agricultural and Food Chemistry*, 13:186-195.
22. Partington, J. R. 1931. *Textbook of Inorganic Chemistry*, Macmillan, London.
23. Hunt, L. B. *Ammonia Oxidation Process*, Johnson Mathey, London.
24. Harvin, R. L., D. G. Leray and L. R. Roudier. 1978. "Single or Dual Pressure Nitric Acid—An Objective Comparison", presented at 71st Annual Meeting of American Institute of Chemical Engineers, November 12-16, Miami Beach, Florida.
25. Honti, G. D. 1976. *The Nitrogen Industry*, Akademiai Kiado, Budapest, Hungary.
26. Rankin, J. D. 1978. "Catalysts in Ammonia Production", *Proceedings of the Fertiliser Society* (London), No. 169.
27. Honti, G. D. 1976. *The Nitrogen Industry*, p. 409-413, Akademiai Kiado, Budapest, Hungary.
28. Mukherjee, S. K., K. T. Bhandani and Y. R. Joharpunkar. 1963. "Influence of Operating Pressure on Nitric Acid Production Costs", Paper prepared for the Conference on the Development of the Fertilizer Industry in Asia and the Far East, United Nations Economic Commission for Asia and the Far East, November 18-December 2.
29. Graham, H. J., V. E. Lyons and H. L. Faucett. 1964. "Concentrated Nitric Acid", *Chemical Engineering Progress* (New York), 60(7):77-84.
30. "Urea as a Pollution Control Agent". 1975. *Nitrogen*, 93:32-36.
31. Drake, G. 1963. "Processes for the Manufacture of Nitric Acid", *Proceedings of the Fertiliser Society* (London), No. 78.
32. Sharp, J. C. 1960. "Conversion of Ammonia to Fertilizer Materials", in *Chemistry and Technology of Fertilizers*, p. 17-23, 35, Vincent Sauchelli, Ed., Reinhold Publishing Corp., New York; Chapman & Hall, London.
33. Perbal, G. 1971. "The Thermal Stability of Fertilizers Containing Ammonium Nitrate", *Proceedings of the Fertiliser Society* (London), No. 124.
34. Houston, E. C., T. P. Hignett and R. E. Dunn. 1951. "Compound Fertilizers from Rock Phosphate, Nitric and Phosphoric Acids and Ammonia", *Industrial and Engineering Chemistry*, 43(10):2413-2418.
35. Saeman, W. C., et al. 1952. "Production of Ammonium Nitrate by Continuous Vacuum Crystallization", *Industrial and Engineering Chemistry*, 44(8):1912-1915.
36. "The Control of Fume from Ammonium Nitrate Prilling Towers". 1977. *Nitrogen*, 107:34-39.
37. Van den Berg, P. J. and G. Hallie. 1960. "New Developments in Granulation Techniques", *Proceedings of the Fertiliser Society* (London), No. 59.

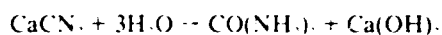
IX. Urea

A. Introducción

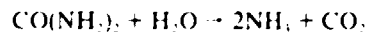
La urea se identificó por primera vez en 1773, año en que se aisló, por cristalización, a partir de la orina. Wohler fue el primero en prepararla sintéticamente, en 1828, a partir del amoníaco y del ácido cianúrico [1]:



Esta preparación hizo época en el desarrollo de la ciencia, ya que la urea fue el primer compuesto orgánico preparado por síntesis a partir de materiales inorgánicos. Anteriormente se creía que los compuestos orgánicos sólo podían producirse por obra de organismos vivos. El actual método de sintetizar la urea a partir del amoníaco y del dióxido de carbono se conoce, en principio, desde 1868, pero la producción comercial por este método no se inició sino en 1922, en Alemania, en 1932 en los Estados Unidos, y en 1935 en Inglaterra. Había sin embargo cierta producción comercial en el Canadá, donde la compañía DuPont inició esta producción en 1920 utilizando cianamida de calcio conforme a la reacción:



El empleo de la urea como fertilizante tardó al principio en imponerse, en parte porque los procesos iniciales eran lentos y costosos, y en parte porque se abrigan dudas acerca de su idoneidad agrícola. En Europa, la urea viene siendo considerada como fertilizante de difusión retardada, ya que tiene que sufrir dos transformaciones en el suelo antes de que puedan asimilarse la mayoría de las plantas [1]. La primera transformación es la hidrólisis:



La segunda transformación es la nitrificación, en la cual el amoníaco se oxida en el suelo por medios microbiológicos convirtiéndose primero en nitrito y luego en nitrato. Estas reacciones se producen con gran rapidez en suelos templados y húmedos, pero son bastante lentas en los suelos frescos característicos de los climas templados (Europa septentrional) durante la temporada de primavera.

En determinadas circunstancias la urea puede ser fitotóxica, y se han dado muchos casos de fuertes daños infligidos a los cultivos por mala

colocación de la urea, situada excesivamente cerca de las semillas. Estos percances han correspondido casi siempre a los casos de empleo de la técnica de "colocación con la semilla", práctica corriente en algunos países europeos. Consiste esta práctica en aprovechar para la colocación del fertilizante la operación de colocación de las semillas en nidos. La fitotoxicidad puede deberse a concentraciones altas de amoníaco localizadas durante la fase de hidrólisis, o por acumulación del nitrito durante la fase de nitrificación. Como tercera causa posible está la presencia de cantidades excesivas de biuret como impureza en la urea.

Aparte de la toxicidad, los malos resultados agronómicos pueden deberse también a la pérdida de amoníaco, que se disipa en la atmósfera cuando la urea se aplica en la superficie del suelo o esparciéndola en cobertura sobre un cultivo en desarrollo. Esta pérdida se debe a que se forma amoníaco por hidrólisis en condiciones tales que parte del amoníaco se pierde, disipándose en la atmósfera en lugar de quedar adsorbido por el suelo. En el Reino Unido y en muchos países del continente europeo se utilizan mucho los fertilizantes nitrogenados sin mezcla como abono de cobertura para cereales y pastos herbáceos. Estudios efectuados en Inglaterra y en Holanda han puesto de manifiesto que en esta utilización la urea tiene, por lo general, una eficacia que es sólo el 80-85% de la que tiene el nitrato amónico.

Por estas razones, la urea no ha tenido mucha aceptación en la mayoría de los países europeos y aún se emplea poco en Europa septentrional como fertilizante nitrogenado sin mezcla. Sin embargo, estudios recientes han puesto de manifiesto que la urea es tan eficaz como el nitrato amónico cuando se la incorpora en el suelo al mismo tiempo de la plantación o antes.

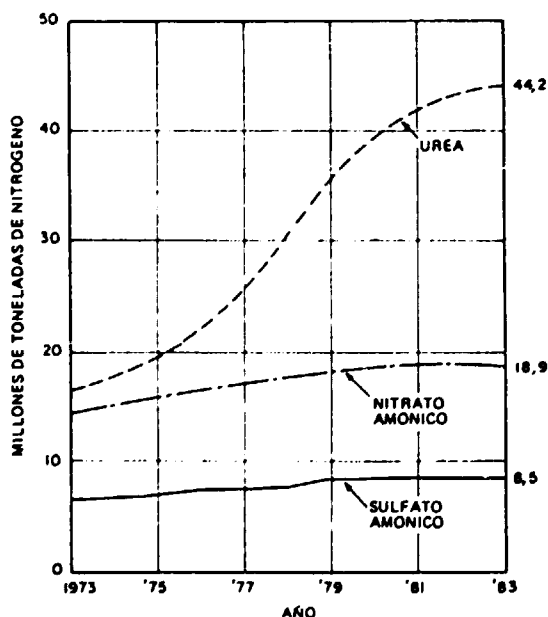
En los Estados Unidos, la conclusión general a que han llegado los ingenieros agrónomos es que la urea es tan buena como cualquier otro fertilizante nitrogenado *si se utiliza bien*. De todos modos, hay algunos usos para los que no es recomendable, tales como la aplicación en praderas situadas en climas húmedos o la colocación en contacto directo con las semillas o muy cerca de ellas.

La urea es generalmente satisfactoria para el arroz y preferible a los nitratos para el cultivo del arroz encharcado, ya que los nitratos se reducen a

N_2O o a N_2 en la zona anaerobia del arrozal y, por consiguiente, se disipan en la atmósfera. Además, la planta del arroz, a diferencia de la mayoría de los demás cultivos, puede aprovechar muy eficientemente la forma amoniacal del nitrógeno. En las zonas tropicales, subtropicales y templadas, los procesos de hidrólisis y de nitrificación (en condiciones aerobias del suelo) se operan con rapidez; por consiguiente, no hay ningún efecto de difusión retardada. Por estas razones, y debido a su alta concentración y favorables costos de producción, se ha convertido en el fertilizante nitrogenado de mayor aceptación en Asia y en muchos países de otros continentes. Los efectos agronómicos de la urea han sido estudiados y presentados en forma excelente por Tomlinson, quien llega a la conclusión de que la urea se puede usar con eficacia pero que su empleo requiere mayor grado de comprensión que el de las sales inorgánicas sencillas [2].

Se ha calculado que, para 1980, la urea constituirá el 85%, aproximadamente, de la capacidad de producción de fertilizantes nitrogenados en Asia [3]. A escala mundial, la urea es ahora el fertilizante nitrogenado sólido más extendido, y su uso viene creciendo más aprisa que el de los demás materiales fertilizantes. La figura 1 representa las tendencias que se observan actualmente, y las que se prevén para el futuro, en cuanto a la capacidad mundial de producción de fertilizantes de urea, nitrato amónico y sulfato amónico. Es evidente que la capacidad de producción de urea

Figura 1. Tendencias de la capacidad de producción de fertilizantes nitrogenados en el mundo



Fuente: Estadísticas inéditas sobre fertilizantes de la IFA, mayo de 1978

viene aumentando mucho más aprisa que la de los otros dos productos. Hay que advertir, empero, que las cifras de capacidad relativas al nitrato amónico no incluyen un componente considerable, que es el del nitrato amónico que se produce directamente en los fertilizantes compuestos, como los fosfonitratos amónicos y los nitrofosfatos. Asimismo, una pequeña cantidad de sulfato amónico se produce directamente en los fertilizantes compuestos.

La urea se utiliza también como suplemento para la alimentación del ganado, pues puede cubrir una parte de las necesidades de proteína. Tiene también numerosas aplicaciones industriales, en particular en la esfera de la producción de materiales plásticos.

Propiedades de la urea

Entre las propiedades de la urea que revisten interés desde el punto de vista de su empleo como fertilizante figuran las siguientes:

PROPIEDADES DE LA UREA PURA

Peso molecular	60.06
Contenido en nitrógeno, %	46.6
Color	blanco
Peso específico	1.335
Punto de fusión, °C	132.7
Solubilidad en el agua, en partes por 100 partes de agua en peso a temperatura de	
0 °C	66.7
20 °C	108.0
40 °C	167.0
60 °C	251.0
80 °C	400.0
100 °C	733.0
Humedad relativa crítica, a	
20 °C	81%
30 °C	73%
Calor específico a 20 °C	0.320
Temperatura de solución en el agua (reacción endotérmica), cal/g	57.8

El hecho de que el peso específico de la urea sea relativamente bajo, en comparación con el de otros materiales fertilizantes, ha de tenerse en cuenta al calcular las necesidades de espacio para almacenamiento. Por ejemplo, las necesidades de espacio para almacenamiento son, por unidad de nitrógeno, aproximadamente iguales para la urea que para el nitrato amónico, ya que el mayor contenido en nitrógeno de la urea es contrarrestado por su menor peso específico. La urea es menos higroscópica que el nitrato amónico pero más higroscópica que el sulfato amónico; en algunos climas, hay que protegerla de las atmósferas húmedas.

La urea forma compuestos por adición con muchos compuestos; entre los que se encuentran con frecuencia en los fertilizantes están el sulfato

cálcico, el fosfato monocalcico y el cloruro amónico. En algunos casos, la formación de estos compuestos puede ocasionar considerable apelmazamiento. La urea reacciona también con el ácido fosfórico y con el ácido nítrico formando los respectivos compuestos cristalinos fosfato de urea y nitrato de urea. Se ha propuesto la utilización de estas sales como fertilizantes o como intermedios para la producción de fertilizantes, y en varios países se están haciendo trabajos de desarrollo tecnológico experimental al respecto. De todos modos, hasta el momento no se conoce ningún caso de utilización comercial.

Formación de biuret

Se forma biuret ($\text{NH}_2\text{-CO-NH-CO-NH}_2$) durante la síntesis de la urea y en el proceso de preparación de soluciones que contengan urea después de la síntesis. La formación de biuret durante la síntesis se suprime con amoníaco sobrante. Se forma rápidamente biuret en la masa de urea fundida a la temperatura corriente (unos 140°C) que se utiliza para la granulación en perdigones o la granulación ordinaria de la urea; también se forma, pero más lentamente, a temperaturas inferiores en soluciones muy calientes. En la mayoría de los procesos, la formación de biuret se limita minimizando el tiempo de retención de la solución caliente o de la masa fundida durante las etapas de evaporación y de granulación en perdigones u ordinaria.

Se puede obtener urea con muy bajo contenido en biuret (menos del 0,25%) mediante la cristalización en vacío de la solución de urea. A la temperatura más baja que se utiliza en la cristalización al vacío, se forma menos biuret, y éste no cristaliza con la urea. Para eliminar el biuret que se acumula en las aguas madres se dispone de un sistema lateral de evacuación del licor que vuelve luego a la unidad de síntesis de la urea, donde se convierte de nuevo en urea.

La urea cristalina se puede disolver y utilizar para aplicación foliar o bien puede fundirse para ser luego sometida a granulación en perdigones u ordinaria. Durante la fusión se forma algo de biuret pero se pueden obtener perdigones con un 0,3% o menos de biuret. En el método ordinario de evaporación seguido de granulación en perdigones, el producto suele contener un 1% de biuret. Los constructores de instalaciones suelen garantizar un contenido inferior al 1% de biuret pero lo cierto es que, con las variaciones en cuanto a la manera de hacer funcionar las instalaciones, etc., es corriente encontrarse con un campo de 0,8-2,0%.

Para la mayoría de las aplicaciones de la urea como fertilizante, un contenido en biuret de hasta un 2% no tiene importancia; el biuret se descompone en el suelo y su contenido en nitrógeno es

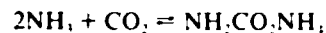
asimilable por las plantas [4]. Ahora bien, si se pone la urea en contacto con la semilla o cerca de ella, se pueden ocasionar daños a las plantas debidos al biuret. Esta modalidad de colocación del fertilizante puede causar daños incluso en el caso de que se utilice urea pura (u otros fertilizantes concentrados), pero la urea con alto contenido en biuret (de más del 1%) es más tóxica que la urea con bajo contenido en biuret.

El biuret tiene efectos tóxicos sobre los cítricos y algunas otras plantas cuando se aplica por aspersión foliar. Para la aplicación foliar en cultivos cítricos, se prefiere urea que contenga menos del 0,25% de biuret. Para otras plantas, la vulnerabilidad ante el biuret en la aspersión foliar varía mucho; por ejemplo, soluciones hechas de urea con un 1,5% de biuret se consideraron aceptables para aplicación foliar al maíz o a la soja [5].

El biuret se prefiere a la urea para su uso en la alimentación del ganado, como sucedáneo de las proteínas. Se están estudiando procesos para recuperar como subproducto rentable el biuret resultante de la producción de urea.

B. Procesos de producción

Todo la producción comercial de urea procede del dióxido de carbono y el amoníaco. El dióxido de carbono se obtiene como subproducto en la fabricación de amoníaco. La reacción se opera en dos etapas: *a*) formación de carbamato amónico y *b*) deshidratación del carbamato amónico:



La primera reacción es muy exotérmica (37,7 kcal/mol) mientras que la segunda es moderadamente endotérmica (-7,7 kcal/mol). La primera reacción se opera lentamente a la presión atmosférica, pero a las presiones elevadas que se utilizan en la práctica es virtualmente instantánea [1]. La segunda reacción no llega a completarse; se va aproximando al equilibrio a una velocidad que depende de la temperatura y de la presión. Se da a continuación un resumen de los efectos de las principales variables.

1. Variables en juego

Temperatura

La conversión del carbamato amónico en urea en ausencia de amoníaco sobrante aumenta con la temperatura hasta un máximo del 50%, aproximadamente, a los $170\text{-}190^\circ\text{C}$ cuando la presión es lo bastante alta para que los reactivos

se mantengan en estado líquido. La velocidad de reacción aumenta con la temperatura; la reacción es lenta a 150°C o menos (si NH_3 y CO_2 guardan la relación estequiométrica) y muy rápida a 210°C. Se puede obtener una aproximación satisfactoria al equilibrio en el campo de temperaturas de 180-200°C en 0,3-1,0 horas, o a temperaturas más bajas con amoníaco sobrante. Los problemas de corrosión aumentan con la temperatura, y en general se considera que un campo de 180-210°C es óptimo para la mayoría de los procesos.

Presión

A temperatura constante, la conversión aumenta con la presión hasta llegar al punto crítico, que es el punto en el cual la fase vapor queda sustancialmente eliminada y los reactivos se encuentran en estado líquido. Pasado ese punto, seguir elevando la presión no reporta ninguna ventaja. La temperatura crítica es una función compleja de la temperatura y de la composición del contenido del reactor. Por ejemplo, a 150°C, una presión de unas 100 atm podría estar cerca del valor óptimo para una relación estequiométrica $\text{NH}_3 : \text{CO}_2$, pero a esa temperatura la velocidad de reacción es inaceptablemente baja. A la temperatura preferida —de entre 180 y 210°C— suelen utilizarse presiones de 140-250 atm.

Relación molar $\text{NH}_3 : \text{CO}_2$

El exceso de NH_3 , por encima de la relación molar estequiométrica de 2 favorece la velocidad de la reacción. Aumenta el porcentaje de CO_2 convertido en urea pero, desde luego, disminuye el porcentaje de NH_3 convertido en urea. Como reciclar el NH_3 sobrante es relativamente sencillo (por comparación con el CO_2 que continúa como carbamato), en la mayoría de los procesos se utiliza un 50% o más de amoníaco sobrante (es decir, una relación molar de 3:1 o más).

Otros factores

La presencia de agua reduce la conversión; por lo tanto, la mayoría de los procesos se han diseñado de forma que se minimice la cantidad de agua reciclada al reactor. La presencia de pequeñas cantidades de oxígeno (aire) disminuye la corrosión; en muchos procesos se utiliza este método de minimizar la corrosión.

Condiciones óptimas

En general, no resulta económico maximizar el porcentaje de conversión en el reactor, ya que esto requeriría demasiado tiempo de retención. Lo que se persigue, pues, es lograr la máxima cantidad de producción de urea posible por unidad de tiempo, pero teniendo debidamente en cuenta el costo de reciclar el CO_2 y el NH_3 , que no

hayan entrado en reacción así como el costo que supone el tener que disponer un reactor de mayor tamaño y enfrentarse con mayores dificultades de corrosión, que aumentan con la temperatura. Como condiciones típicas de funcionamiento se pueden dar las siguientes: temperatura, 180-210°C; presión, 140-250 atm; relación molar $\text{NH}_3 : \text{CO}_2$, 3:1-4:1; y tiempo de retención, 20-30 minutos.

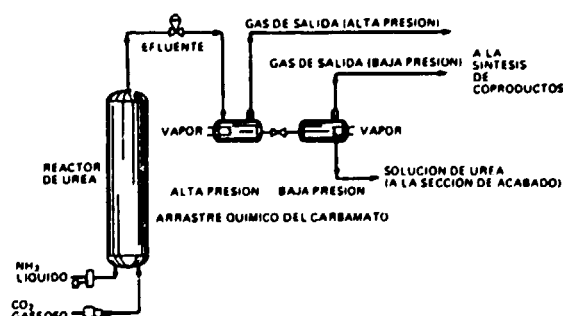
2. Métodos de paso único y de reciclamiento parcial

En la mayoría de las fábricas nuevas se utilizan los métodos de reciclamiento total. Esto no obstante, los métodos de paso único y de reciclamiento parcial han tenido aceptación en algunos países y, en ciertos casos, pueden seguir siendo preferibles.

El método de paso único es el más sencillo y el menos costoso (tanto en lo que respecta a la inversión de capital inicial como a los gastos de explotación) de los tres procedimientos básicos de fabricación de urea. En la figura 2 se reproduce un diagrama típico del proceso (instalación de síntesis exclusivamente). El amoníaco líquido y el dióxido de carbono gaseoso se introducen en la cuba de refrigeración a unas 200 atm. La temperatura del reactor se mantiene a unos 185°C graduando el amoníaco sobrante; el exceso necesario es del orden del 100% y el índice de transformación en urea es del 35% del total de NH_3 (se convierte también el 75% del CO_2). La solución del efluente del reactor contiene alrededor de un 80% de urea una vez extraído el carbamato por arrastre químico. El resto de NH_3 y CO_2 sin reaccionar se extrae a presiones moderadas calentando por vapor la solución efluente en los extractores de carbamato.

Este método, que es el más sencillo de los utilizados para la fabricación de urea, es también el menos flexible; y su empleo resulta antieconómico si no pueden aprovecharse las grandes cantidades de amoníaco residual contenidas en el gas de salida. Está, pues, vinculado a la copro-

Figura 2. Proceso corriente para la producción de urea por el método de paso único

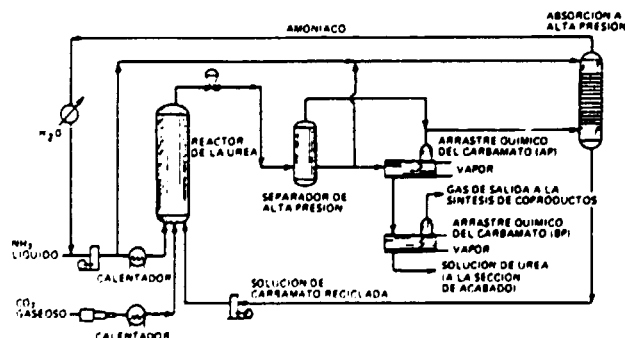


ducción de otros productos, como por ejemplo sulfato amónico, nitrato amónico, ácido nítrico o fosfato amónico, para los cuales pueda utilizarse ese amoniaco. Un caso en que puede utilizarse el sistema es la producción de solución de urea-nitrato amónico: el NH_3 no convertido se utiliza para la obtención de una solución de nitrato amónico que luego se mezcla con la solución de urea. Incluso en este caso, en la mayoría de las fábricas nuevas se utiliza el proceso de reciclamiento total.

En el método de reciclamiento parcial, una parte del amoniaco del gas de salida y del dióxido de carbono procedentes de los extractores de carbamato por arrastre químico se recicla al reactor de urea. El reciclamiento se logra absorbiendo los gases procedentes de los extractores en una corriente de reciclado de efluente de urea parcialmente tratada por arrastre químico, en un condensado de vapor de fabricación o en las aguas madres de un proceso de acabado por cristalización. De esta forma se reduce el contenido de NH_3 en el gas de salida. Se puede reciclar cualquier proporción del amoniaco que no haya reaccionado; lo normal es que la cantidad de amoniaco que se haya de utilizar para algún otro proceso sea del orden del 15% de la que se utilizaría en una instalación de igual magnitud basada en el ciclo único.

En la figura 3 se reproduce el diagrama del procedimiento Mitsui Toatsu de reciclamiento parcial, que puede considerarse típico del primero de los métodos indicados. El NH_3 líquido y el CO_2 gaseoso se introducen por bombeo en la cuba de reacción de la urea a una presión de 200 atm. La temperatura de la cuba se mantiene a 185°C aproximadamente por una graduación adecuada del sobrante de NH_3 y de la entrada de la solución de carbamato reciclada. El exceso de NH_3 oscila entre el 100 y el 110%; se convierte en urea el 70%, aproximadamente, del NH_3 y el 87% del CO_2 . El 30% restante del NH_3 ha de utilizarse en algún otro proceso. El efluente del reactor contiene alrededor de un 80% de urea.

Figura 3. Proceso corriente de reciclamiento parcial



La separación del NH_3 y el CO_2 libres presentes en la solución de urea se hace en un separador especial de alta presión y en una serie de dos o tres extractores de carbamato por arrastre químico calentados con vapor, a presiones cada vez menores. Los gases de salida del separador y del primer extractor de carbamato por arrastre químico se absorben en la torre de absorción a alta presión mediante una corriente lateral de efluente de reactor, parcialmente tratado por arrastre químico, procedente del separador de alta presión. El calor desprendido en la reacción de absorción se elimina (para aumentar la capacidad de absorción) mediante la adición y expansión de una parte de la entrada de amoniaco líquido en este punto. El amoniaco gaseoso puro que sale por la parte superior de la torre de absorción se recupera también y se devuelve a la cuba de reacción después de condensado.

Como la cantidad de carbamato amónico que puede absorberse en la solución de la torre de absorción está limitada por su solubilidad en el sistema H_2O -urea- NH_3 , una parte del amoniaco y del dióxido de carbono no puede reciclarse, y ha de utilizarse en la fabricación de algún coproducto nitrogenado. Como ocurre en el método de paso único, el funcionamiento de la planta de urea ha de coordinarse también con el de la planta del coproducto.

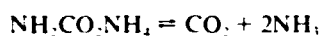
Hay otros procesos de reciclamiento parcial que, si bien difieren en los detalles, llevan a resultados similares. En la actualidad, estos métodos interesan poco. Si bien los costos de inversión son algo inferiores a los de los procesos de reciclamiento total, parece ser que esa ventaja no compensa de la inflexibilidad que supone el tener que hacer funcionar al mismo tiempo la planta del coproducto en un problemático régimen de mutua dependencia.

3. Procesos de reciclamiento total

En los procesos de reciclamiento total se puede devolver a la cuba de reacción la totalidad del amoniaco y el dióxido de carbono libres (el índice de conversión es del 99% aproximadamente) sin que haya que fabricar ningún coproducto nitrogenado. De todos los procesos utilizados para la fabricación de urea, el de reciclamiento total es el más flexible, pues sólo depende del suministro de CO_2 y de NH_3 procedente de las instalaciones de producción de amoniaco. En cambio, es también el más costoso en cuanto a gastos de inversión y de explotación. Por lo tanto, si se prevé la organización de la producción de otros materiales a base de amoniaco, unas instalaciones integradas de paso único o de reciclamiento parcial tendrían menores gastos de inversión y, quizá, menores gastos de explotación

también. Las dificultades consisten en la menor fiabilidad, dada la relación de mutua dependencia entre las dos instalaciones, la inflexibilidad en cuanto a las proporciones de los coproductos, y las dificultades de sincronizar el funcionamiento de las dos plantas. Debido a estas dificultades, la mayoría de los fabricantes prefieren un proceso de reciclamiento total, aun en los casos en que puede darse salida a un segundo producto nitrogenado.

El efluente de la cuba de reacción de la urea contiene urea y agua resultantes de la reacción de síntesis; contiene también carbamato libre y amoniaco sobrante. Estos ingredientes han de separarse para obtener una solución de urea razonablemente exenta de los demás materiales y reciclar el CO_2 y el NH_3 al reactor de síntesis. Para separarlo de la urea, el carbamato ha de descomponerse conforme a la ecuación:



Esta reacción es la reacción opuesta a la que se produce en el primer paso del proceso de síntesis y es muy endotérmica (37,7 kcal/mol). La descomposición se obtiene mediante diversas combinaciones de aporte de calor, reducción de la presión y "arrastré químico", lo que rebaja la presión parcial de uno o más ingredientes. El NH_3 y el CO_2 se eliminan de la solución de urea como gases, acompañados por parte del agua en forma de vapor. Naturalmente, el CO_2 y el NH_3 se recombinan (desprendiendo calor) cuando se reduce la temperatura o se eleva la presión. Por consiguiente, condensando por enfriamiento y/o compresión una mezcla gaseosa de CO_2 , NH_3 y H_2O se obtiene una solución de carbamato.

Los procesos de reciclamiento total pueden clasificarse, según el principio en que se base el reciclamiento, en los cinco grupos siguientes: 1) reciclamiento de mezcla de gases a alta temperatura, 2) reciclamiento con separación de gases, 3) reciclamiento en lechada, 4) reciclamiento en solución de carbamato, y 5) arrastré químico. En los procesos de las cuatro primeras categorías se aplican etapas de descomposición del carbamato básicamente similares a las de los procesos de paso único y de reciclamiento parcial, mientras que la última categoría de procesos difiere incluso a este respecto.

El reciclamiento de gases a alta temperatura —con mezcla de CO_2 , NH_3 y H_2O — ha sido utilizado en Alemania, entre las dos guerras mundiales, por la I.G. Farbenindustrie, en su fábrica de Oppau. El gas caliente se comprimía en cinco etapas, mediante compresores alternativos multietapa hasta alcanzar una temperatura final de 260-270°C y una presión de 120-130 atm. Luego se enfriaba hasta 160°C para condensar los gases (con formación de carbamato) y el calor se recuperaba como vapor. El proceso no dio gran resultado, por lo que, al quedar destruida la

fábrica durante la última guerra, se decidió no reconstruirla. Pero la idea fue recogida por la Chemical Construction Company, que lanzó la propuesta de efectuar la compresión con compresores centrifugos de gran tamaño, que salieron al mercado después de 1960, construidos con nuevos materiales que resistían el funcionamiento a temperaturas altas (400-450°C) sin enfriamiento entre las etapas de compresión sucesivas. Desde el punto de vista técnico, el proceso propuesto parece racional, pero es el caso que la construcción de compresores centrifugos de este tipo sólo es viable en tamaños muy grandes, apropiados para plantas de urea con capacidad no inferior a las 1.200 tpd. Como el desarrollo en menor escala no es factible, ninguna organización se ha arriesgado a utilizar, en tan gran escala, un proceso que no se ha probado.

El método de reciclamiento con separación de gases se concibió con la idea de allanar las dificultades que presentaba el proceso de reciclamiento con mezcla de gases calientes. El CO_2 y el NH_3 se pueden comprimir por separado sin las dificultades que causa la formación de carbamato. Han concebido procesos de este tipo las empresas Inventa (Suiza) y CPI-Allied (Estados Unidos). El principio en que se basan estos procesos es que el CO_2 de la mezcla de gases procedente de los dispositivos de descomposición es absorbido selectivamente en un disolvente como la monoetanolamina (MEA). El NH_3 , que queda después de eliminar el CO_2 , se comprime y se recicla al reactor de síntesis. El CO_2 sufre luego desorción por obra del disolvente de MEA, mediante calentamiento, y se recicla por separado [6].

El proceso tiene la ventaja de que no se reduce la conversión por el reciclamiento de agua al reactor y la de que se evita el problema de reciclar al reactor una solución corrosiva. Se contrapone a esto la dificultad de recuperar el calor y el costo de la MEA. El número de plantas que utilizan este método es relativamente pequeño, y no se sabe que lo esté utilizando ninguna de las fábricas grandes (de 1.000 tpd para arriba), construidas en los últimos años.

El principio en que se basa el proceso de reciclamiento en lechada es el de que la mezcla de gases CO_2 - NH_3 - H_2O va a una cuba de reacción en la que se añade un aceite de parafina ligero. El carbamato se forma en el reactor como suspensión en aceite. Esta suspensión, que contiene del 35 al 40% de sólidos, pasa por bombeo a la unidad de síntesis de la urea junto con CO_2 y NH_3 vírgenes. La mezcla pasa luego por los aparatos de descomposición del carbamato y el aceite se separa de la solución de urea, por decantación, para volverlo a utilizar. El proceso fue inventado por la empresa Pechiney (Francia), que también lo ha utilizado.

En la actualidad, los procesos más generalizados son los de reciclamiento en solución de carbamato. Existen diversos procesos patentados (Stamicarbon, Mitsui Toatsu, Montedison, Snamprogetti, etc.) que son ofrecidos por las empresas inventoras y licenciatarias. Difieren principalmente en cuanto a detalles de ingeniería, métodos de recuperación del calor y medios aplicados para la conservación de la energía. En general, todos los procesos de reciclamiento en solución entrañan la absorción de CO_2 y NH_3 en agua y su reciclamiento a la etapa de síntesis como solución acuosa de carbamato. Con todo, se ha de cuidar de mantener en un mínimo la cantidad de agua porque la adición de agua reduce el porcentaje de conversión en urea. Además, la evaporación de mayores cantidades de agua resulta en detrimento de la economía del proceso.

Hace algunos años, existían considerables diferencias en las características de diseño de los diversos procesos de reciclamiento en solución; gradualmente, estas diferencias han desaparecido. Hoy en día, la mayoría de los procesos "clásicos" son muy parecidos. Todos usan las mismas condiciones de reacción (temperatura de unos 185°C y presión de unas 200 atm), mantienen una relación molar entre el NH_3 y el CO_2 de 4:1 aproximadamente en el circuito de síntesis, y obtienen más o menos los mismos índices de conversión (65-67%) del CO_2 en urea por cada pasada por el reactor de síntesis. El índice general de conversión del NH_3 en urea es del 99% o más. Todos reducen la presión del efluente del reactor hasta un nivel intermedio y luego hacen pasar la solución por dos o tres etapas de descomposición (mediante calentamiento) a niveles de presión sucesivamente más bajos. En cada una de las etapas, la mezcla de gases resultante se condensa (o se absorbe en una solución diluida que se condensa más adelante) y las soluciones resultantes se hacen pasar de nuevo por el sistema en sentido inverso hacia el reactor. El amoníaco sobrante (procedente del sobrante utilizado en la carga inicial del reactor) pasa por los aparatos de absorción, se condensa, y se devuelve al reactor.

Aunque estas etapas principales son comunes a los diversos métodos clásicos, existen diferencias considerables en los sistemas de reciclamiento en solución de carbamato en cuanto a los niveles de presión y de temperatura de las etapas de descomposición, la disposición del equipo y la secuencia de las operaciones del proceso. Esta fase del desarrollo tecnológico está todavía en un estado fluido, por así decirlo; incluso dentro de una misma compañía, la secuencia de una fábrica en funcionamiento quizá sea algo distinta que la de la fábrica inmediatamente anterior. Los objetivos generales de diseño que se persiguen son:

1. Maximizar la recuperación de calor.

2. Minimizar la cantidad de solución de carbamato reciclada (menores bombas y menos consumo de energía) y la cantidad de agua que ha de regresar al reactor (mejor conversión).
3. Minimizar las necesidades de energía.
4. Maximizar la recuperación de amoníaco (menores costos de operación y menos contaminación).

Como, desde luego, otro objetivo importante es minimizar la inversión, el problema se plantea en los términos usuales de combinar lo más armoniosamente posible el uso de servicios y el costo de mantenimiento, por una parte, y la inversión, por otra.

En el diseño de un sistema de reciclamiento en solución de carbamato intervienen diversos parámetros que están tan íntimamente relacionados entre sí, y dependen hasta tal punto unos de otros, que se hace difícil analizarlos por separado. Siempre, o poco menos, la modificación de un parámetro para mejorarlo hace variar uno o más de los demás en sentido adverso; y la magnitud de ese efecto adverso sólo puede determinarse mediante cálculos bastante complicados. Por lo tanto, es difícil evaluar cuantitativamente los diversos planes que se han desarrollado.

Una consideración importante es el número de etapas de descomposición. La reducción de su número reduce la inversión en equipo pero hace que aumente la cantidad de agua que vuelve al reactor, resta atractivo a la recuperación de calor (ya que las presiones de descomposición suelen ser más bajas) y se traduce en mayores pérdidas de amoníaco en los efluentes gaseosos o líquidos. La tendencia dominante en la actualidad es la de considerar tres etapas como el número óptimo. Por lo general, en la tercera etapa hay tanto descomposición del carbamato como evaporación del agua, aplicando el vacío para eliminar el amoníaco hasta dejarlo reducido a un nivel muy bajo, como medio de minimizar la contaminación atmosférica. El gas de evaporación instantánea pasa por un condensador enfriado por agua, se extrae el amoníaco del condensado (por arrastre químico) y se desecha éste, mejor que hacerlo volver al reactor. Siguiendo este procedimiento, en los efluentes gaseosos y acuosos quedan sólo vestigios de amoníaco.

También varía el punto de recuperación de calor. La principal fuente de calor en el sistema es la formación de carbamato en el reactor. En diseños anteriores, el calor se recuperaba o eliminaba directamente a partir del reactor, mediante arrollamientos de agua en el mismo reactor o en una camisa exterior de enfriamiento. En cambio, hoy en día la solución de carbamato y

el amoníaco reciclado absorben el calor de la reacción y lo sacan de la zona de reacción.

En la sección de descomposición, hay que añadir calor para obtener un índice adecuado de descomposición del carbamato. Gran parte de este calor es el calor que se desprende cuando se recondensan los gases generados, y es en este punto donde se suele recuperar el calor. La recuperación, empero, se limita a la primera etapa de descomposición, porque en las etapas posteriores los gases llevan tan poca presión que la temperatura de condensación es demasiado baja para que la recuperación del calor resulte económica.

Así pues, la fuente usual de recuperación de calor es el licor caliente condensado que sale del aparato de absorción de la primera etapa. En la práctica se dan diferencias en cuanto al flujo que se utiliza para la absorción de este calor. En algunos casos, se calienta agua y se produce vapor; en otras secuencias publicadas, participa uno de los flujos del proceso.

El procedimiento que se siga para la liberación del gas puede influir de modo importante en la cantidad de agua reciclada al reactor. La disposición más sencilla —que consiste simplemente en aliviar la presión, dejar fluir la solución a una caldera, calentarla, y dejar que escapen los gases generados— es relativamente ineficiente, porque arroja un máximo de evaporación de agua. Se han concebido dos sistemas, cualquiera de los cuales minimiza la evaporación de agua. El

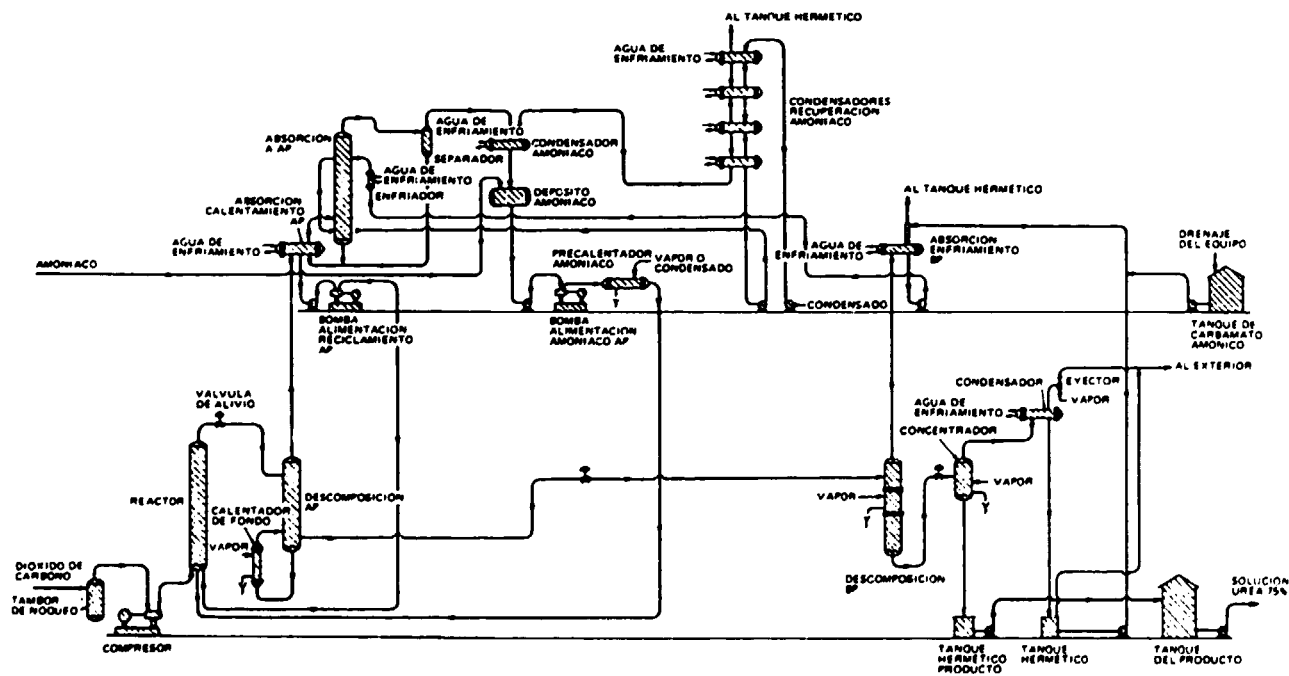
primero entraña una secuencia, en cada etapa, de: a) reducción de la presión, b) liberación de gas, c) calentamiento, y d) nueva liberación de gas. La ventaja estriba en que el gas que puede generarse mediante el recurso de aliviar simplemente la presión sale a una temperatura más baja que el del aparato de descomposición calentado. Las relaciones de presión parcial involucradas son de tal índole que este procedimiento se traduce en menor evaporación de agua.

En el segundo sistema, se utiliza como aparato de descomposición una columna de rectificación; una solución de entrada relativamente fría fluye en sentido descendente a contracorriente de la corriente de gas más caliente generado en una sección calentada dispuesta al efecto en la parte inferior. De este modo, la composición del gas que sale de la columna se aproxima al equilibrio con la solución de entrada, que lleva una presión parcial del agua relativamente baja, por lo reducido de la temperatura.

Aunque se utilizan ambos sistemas, parece manifestarse una tendencia hacia el de columna rectificadora. Esto no obstante, hay quien prefiere disponer calentadores en la línea de flujo principal porque así se consigue una transferencia de calor rápida con un caudal elevado.

Dado el gran número de procesos que se ofrecen y la frecuencia con que cambian las secuencias de operaciones, no es posible mostrar diagramas representativos de todos los procesos. En la figura 4 se representa el proceso Mitsui

Figura 4. Proceso corriente de urea con reciclamiento total (planta de la TVA)



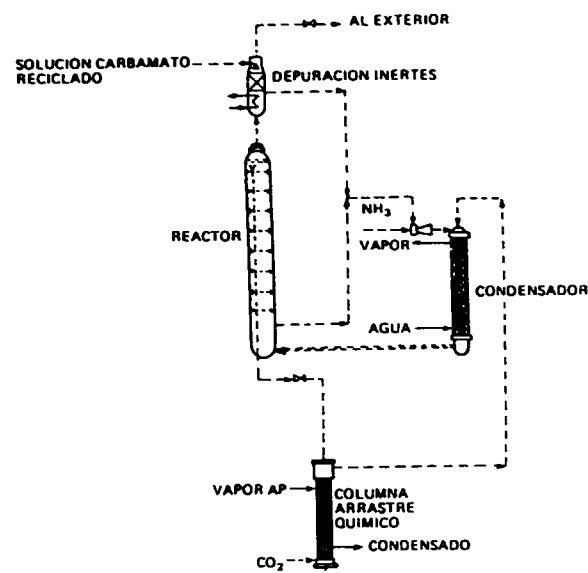
Toatsu de reciclamiento total (proceso C). Esto no quiere decir que se considere que este proceso es necesariamente superior a los demás.

Los procesos centrados en el arrastre químico difieren fundamentalmente de otros procesos de reciclamiento total en el sentido de que uno de los gases que entran en reacción —el CO_2 o el NH_3 — se utiliza para ayudar a descomponer el carbamato a una presión relativamente elevada o incluso a la presión de síntesis. El principio involucrado es que un flujo de gas inerte promoverá la vaporización de un líquido en forma más o menos análoga a la de la evaporación del agua por debajo de su punto de ebullición mediante un flujo de aire. En el caso de una solución de urea que contiene carbamato, cualquiera de los cuerpos que reaccionan de forma gaseosa sirve como gas inerte para rebajar la presión de vapor y expulsar los gases generados por la descomposición del carbamato.

La Dutch State Mines ha desarrollado un proceso de arrastre químico en que utiliza como agente de arrastre al CO_2 , empezando por una planta piloto, con capacidad de 20 tpd, en 1964. El proceso puede obtenerse por conducto de la Stamicarbon, y de numerosas empresas licenciatarias, y se utiliza mucho. En los países de habla inglesa se suele conocer con el nombre de "Stamicarbon stripping process" (la Stamicarbon ofrece también procesos de urea).

Kaasenbrood y Chermin han descrito el proceso en una comunicación reciente en la que también se explican las complicaciones termodinámicas y de equilibrio de fases que entraña [7]. La operación de arrastre químico se explica mejor con ayuda de la figura 5, que muestra las cuatro unidades que integran la sección de síntesis. El reactor de urea funciona a una presión de unas 140 atm y a una temperatura de 180-185°C con una relación molar $\text{NH}_3:\text{CO}_2$ de aproximadamente 2,8 (40% de NH_3 sobrante). De la cuba de reacción, la solución desciende, por gravedad, al extractor de arrastre químico. Al igual que en todos los procesos de síntesis de la urea, la solución contiene urea, carbamato, amoníaco sobrante y agua. El extractor se asemeja a un evaporador de película descendente; contiene tubos paralelos calentados por vapor desde el exterior. El vapor aporta el calor que es absorbido por la descomposición del carbamato; la temperatura de la solución se mantiene en el campo de los 180-190°C. La solución desciende, en forma de película, a lo largo de las paredes interiores de los tubos. Todo el CO_2 que se necesita para el proceso entra por la parte inferior del extractor y fluye hacia arriba por los tubos en sentido opuesto al de la solución. Para impedir la corrosión, se añade al CO_2 una pequeña cantidad de aire. Esta cantidad debe ser suficiente para

Figura 5. Sección de síntesis del proceso de arrastre químico con CO_2 Stamicarbon



obtener una concentración de por lo menos 5 ppm de oxígeno en el ciclo de síntesis. La corriente de gas que sale del extractor, y que contiene el aporte de CO_2 más NH_3 y CO_2 que ha sido eliminado de la solución, pasa al condensador. La solución, que después de la operación de arrastre contiene urea y agua más una cantidad relativamente pequeña de carbamato, fluye a otra sección de la planta (que se describe más adelante) para seguir siendo tratada. La corriente de gas procedente del extractor entra por la parte superior del condensador junto con el aporte de NH_3 para el sistema. El condensador recibe también una corriente de solución de carbamato reciclada y una corriente secundaria, relativamente pequeña, de solución que viene directamente de la cuba de reacción y que proporciona disolvente suficiente para impedir que se deposite carbamato sólido. La mezcla desciende por el condensador, que contiene una serie de siete tamices de placa para impedir la remezcla. El reactor se enfría con agua (generando vapor a 4-5 atm) que elimina el calor desprendido por la formación y condensación del carbamato.

La condensación no llega a completarse del todo en el condensador: la mezcla fluye hacia el fondo de la cuba de reacción y sube luego por la cuba, donde se termina la formación de carbamato y tiene lugar la conversión de éste en urea. La solución de la cuba de reacción va luego al extractor; el ciclo ha quedado terminado.

En la parte superior del reactor de urea se acumulan pequeñas cantidades de gases. Consisten éstos en aire que se añadió para regular la corrosión más H_2 y N_2 disueltos en amoníaco

líquido y pequeñas impurezas del CO_2 . Se da salida a los gases por un depurador de alta presión, en el que se lavan con solución de carbamato para recuperar la mayor parte del NH_3 y el CO_2 y luego se expulsan a una columna de lavado a baja presión (que no aparece en la figura 5).

La secuencia básica de las operaciones de todo el proceso se representa en el diagrama de la figura 6. La solución de urea sale de la sección de síntesis por una válvula de expansión a 160°C : se trata primero, a una presión intermedia (de unas 2.5 atm) en una columna de rectificación, y en un calentador y separador, para eliminar la mayor parte del carbamato remanente como CO_2 y NH_3 . Se reduce luego la presión de la solución hasta dejarla en la presión atmosférica para la purificación final. El NH_3 y el CO_2 recuperados en estas etapas se condensan para formar una solución de carbamato que se recicla a la sección de síntesis.

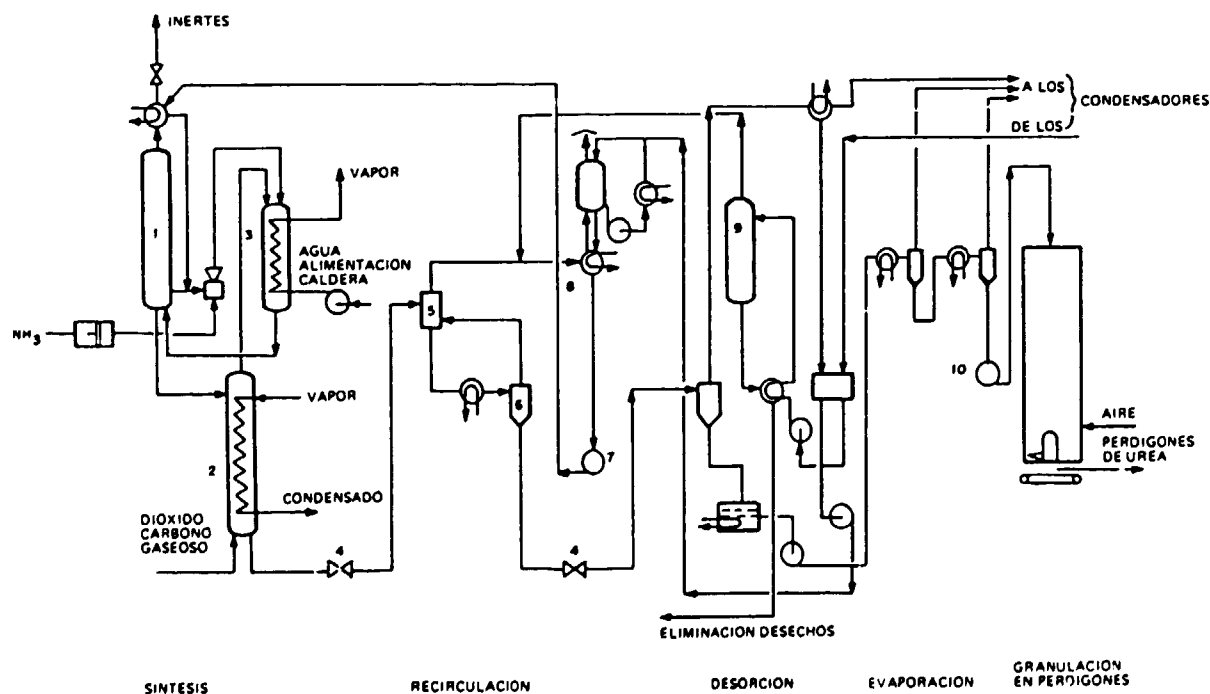
La mayor parte del equipo se construye de acero inoxidable bajo en carbono, del tipo 316 o del 317, con contenidos en Cr, Ni y Mo del 17, 12 y 2%, o del 17, 13 y 4%, respectivamente. Sin embargo, como las condiciones en cuanto a corrosión son particularmente rigurosas en el extractor de arrastre químico, para este equipo se prefiere la aleación 25-22-2. En algunos procesos, se utiliza en la etapa de síntesis un recipiente de

acero inoxidable con revestimiento interior de titanio.

Las ventajas del proceso de arrastre químico son el menor consumo neto de energía (vapor y electricidad), costos de inversión algo menores y menores necesidades de mantenimiento. La economía de energía se debe a que la mayor parte del reciclamiento se hace a la presión de síntesis, con lo que se evita el tener que recomprimir los elementos reaccionantes. Las bombas para reciclar la solución de carbamato concentrada a temperatura elevada —que requieren bastante mantenimiento en los procesos "clásicos"— no se necesitan en el proceso de arrastre químico.

También se han propuesto o utilizado otros varios procesos centrados en el arrastre químico. En algunos de ellos, el arrastre se efectúa a una presión reducida (del orden de 75-100 atm), con recompresión del gas caliente hasta alcanzar la presión normal del reactor. Una variante importante es el uso de NH_3 , en lugar de CO_2 , para el arrastre, al igual que en el proceso Snamprogetti (SNAM). El proceso puede aplicarse con los extractores y el reactor a la misma presión (130-160 atm) o con el arrastre a 100-150 atm y la reacción a 200-250 atm. Cuando el arrastre y la reacción se efectúan a una misma presión, la presión de reacción tiene que ser algo más baja que en los procesos clásicos, lo que origina cierta

Figura 6. Secuencia de operaciones del proceso Stamicarbon de arrastre químico con CO_2 .



pérdida de eficiencia de conversión en el reactor. Por otra parte, si el arrastre se realiza a una presión más baja, los gases tratados han de ser recomprimidos, con lo que se pierde parte de la ventaja de economía de energía propia del proceso de arrastre.

Procesos integrados amoniaco-urea

En muchas fábricas nuevas se produce amoniaco con el exclusivo fin de destinarlo a la producción de urea. Es posible integrar ciertas etapas de los dos procesos, lo cual, por lo menos teóricamente, debería traducirse en una economía tanto de gastos iniciales de capital como de gastos de explotación. Hay dos coincidencias que confieren atractivo a esa integración: *a)* como entre los campos de presiones normalmente utilizadas en la síntesis del amoniaco y en la de la urea hay superposición parcial, se puede utilizar la misma presión en ambos procesos; y *b)* la cantidad de CO_2 generada por una planta de amoniaco que utilice como materia prima el gas natural es aproximadamente igual a la que se necesita para transformar el amoniaco en urea.

Algunas organizaciones han hecho estudios experimentales de procesos integrados para la obtención de amoniaco y urea. La Mitsui Toatsu viene explotando desde hace varios años, en el Japón, una instalación piloto [6]; y la Snamprogetti (SNAM) ha desarrollado y ensayado el proceso en una planta pequeña (80 tpd de urea) en Sicilia [8].

Un punto en que se pueden integrar los procesos del amoniaco y de la urea es combinando la etapa de eliminación del CO_2 del proceso del amoniaco con la etapa de formación del carbamato en el proceso de urea. En la secuencia del proceso SNAM, esto se logra absorbiendo el CO_2 procedente de la planta de síntesis del amoniaco en una solución de amoniaco muy concentrada, operación que se efectúa en dos intercambiadores de calor de película descendente dispuestos en serie, uno de los cuales funciona a una temperatura elevada (130°C) y con recuperación de calor, mientras que el otro funciona a una temperatura baja (40°C). En el proceso Mitsui, para extraer el CO_2 del gas de síntesis del amoniaco se efectúa una depuración con una solución de carbamato reciclada, con adición de amoniaco en una torre compacta. En ambos casos, esta etapa se efectúa a la presión de síntesis (200-250 atm) y la solución muy concentrada de carbamato resultante se transfiere directamente a la unidad de síntesis de la urea mientras que el gas depurado pasa a la unidad de síntesis del NH_3 . Las ventajosas posibilidades que brinda esta integración son evidentes. Reemplaza a una etapa importante, desde el punto de vista de

consumo de energía, de la purificación del gas de síntesis del amoniaco en la cual el CO_2 es absorbido en un disolvente y luego desorbido para liberar el CO_2 , que ulteriormente ha de comprimirse de nuevo para utilizarlo en una planta de urea.

El otro punto principal de integración se encuentra en la extracción del amoniaco del ciclo de síntesis. En una planta de amoniaco clásica, el gas que sale del convertidor de amoniaco, que contiene aproximadamente el 14% de NH_3 , se enfría por refrigeración para condensar el NH_3 líquido y separarlo así del N_2 y el H_2 libres. En el proceso integrado de la SNAM, el NH_3 es absorbido en agua en un aparato de absorción de película descendente que produce una solución con 80% de NH_3 y 20% de H_2O que pasa a la etapa de absorción del CO_2 . De esta forma se evitan la licuación del amoniaco y el almacenamiento de amoniaco líquido. También esta etapa se cumple a una presión elevada (200 atm o más).

Las descripciones que más arriba se hacen de los procesos integrados de amoniaco-urea están muy simplificadas. Puede encontrarse una descripción más completa del proceso SNAM en los trabajos de Lagana y Zardi [8] y de Lagana [9]. Según los autores, en el proceso integrado se obtiene una economía del 15% en la inversión de capital y del 17% en materias primas y servicios por comparación con los costos de las plantas separadas de NH_3 y de urea. Sin embargo, como no se han construido plantas para la producción en gran escala, el ampliar el proceso entraña cierto riesgo. La Snamprogetti no ve ninguna dificultad básica en aumentar las dimensiones del proceso y llegar incluso a las 2.000 tpd de urea. Por otra parte, la compañía sugiere que quizá la construcción de pequeñas plantas integradas de amoniaco-urea, de 150 tpd de capacidad, resultase más económica que la de plantas de urea grandes (1.500 tpd). Si bien diez plantas pequeñas costarían aproximadamente un 13% más que una planta grande, esta desventaja quedaría compensada con creces por la economía que se obtendría en los costos de comercialización y necesidades de infraestructura [10]. Las ventajas que tiene la producción descentralizada en plantas pequeñas han sido expuestas por otros y no corresponden por fuerza al proceso integrado de amoniaco-urea exclusivamente. Ahora bien, en caso de construir numerosas plantas pequeñas, una ventaja obvia sería la de poder utilizar algún diseño estándar [11].

La integración de dos procesos ofrece algunas desventajas, por pérdida de flexibilidad. Ni la planta de urea ni la de amoniaco pueden operar independientemente. Incluso en un complejo de amoniaco-urea que esté compuesto por unidades separadas de amoniaco y de urea, hay algunos

problemas de interdependencia; una interrupción del funcionamiento de la planta de amoniaco obliga a cerrar la de urea por falta de CO_2 . La planta de amoniaco puede seguir funcionando, aunque esté cerrada la de urea, mientras disponga de espacio para almacenar el amoniaco o pueda darle salida de alguna manera (utilizándolo o vendiéndolo). Hay un precepto en ingeniería según el cual cuando dos procesos (o etapas de proceso) son mutuamente interdependientes, la fiabilidad de la combinación es el producto de la fiabilidad de los procesos individuales. Por ejemplo, si una planta de urea y otra de amoniaco tienen cada una una fiabilidad del 90%. La fiabilidad de una planta integrada sería del 81% ($0.90 \times 0.90 = 0.81$).

Cuando parte del amoniaco ha de utilizarse para productos distintos de la urea, o cuando el amoniaco de alimentación tiene una relación C:H mayor de la necesaria para la producción de urea, habrá un exceso de CO_2 en relación con la cantidad necesaria para la producción de urea. Los procesos integrados de urea-amoniaco pueden modificarse para atender a estas condiciones, pero a expensas de perder parte de las ventajas que se alegan.

C. Procesos de acabado de la urea

Los procesos de síntesis de la urea descritos en el apartado precedente producen una solución acuosa con un 75% de urea, aproximadamente. La solución puede utilizarse directamente para preparar soluciones de fertilizantes nitrogenados (véase el capítulo X). También puede utilizarse para preparar fertilizantes compuestos granulados (capítulo XIX), aunque para ese fin suele ser deseable llevar más adelante la concentración.

Los métodos para la producción de urea sólida incluyen el de producción en escamas, granulación en perdigones, granulación ordinaria, cristalización, y una combinación de cristalización seguida de fusión y granulación ordinaria o en perdigones.

La producción en escamas se efectúa evaporando la solución hasta obtener una masa fundida (con menos del 1% de H_2O) y solidificando la masa sobre una superficie metálica enfriada, tal como un transportador Sandvik. La masa fundida y solidificada se fragmenta en escamas. Este es un medio conveniente para producir un material sólido para envío cuando el producto haya de utilizarse en soluciones o procesos industriales. La urea en escamas no se usa directamente como fertilizante. La cristalización al vacío se ha descrito brevemente en el apartado "Formación de biuret". El proceso de cristalización es semejante

al descrito en el apartado "Sulfato amónico" (capítulo VIII). Los cristales se separan de las aguas madres por centrifugado y se desecan, normalmente en un secador rotativo calentado con fuel oil. En algunos países, la urea cristalina se ensaca y se distribuye para su utilización como fertilizante, aunque no es muy satisfactoria para este empleo por lo reducido del tamaño de los cristales, que conduce al apelmazamiento. La urea cristalina puede utilizarse también para preparar soluciones fertilizantes destinadas a la aplicación foliar o para fines distintos de la fertilización. En el caso de la aplicación foliar, el bajo contenido en biuret es una ventaja específica para cultivos como el de los frutos cítricos, que son muy vulnerables al biuret.

1. Granulación en perdigones

Hasta hace poco, casi toda la urea sin mezcla se preparaba para su uso como fertilizante mediante la granulación en perdigones, que sigue siendo el proceso más usado. El proceso de granulación en perdigones es similar al descrito en "Nitrato amónico" (capítulo VIII). La solución de urea al 75% se evapora hasta obtener una masa fundida y se granula en perdigones utilizando alguno de los dos dispositivos de formación de gota siguientes: a) un rociador "en alcachofa de ducha" formado por cierto número de tuberías en las que se han practicado orificios, o b) un cubo rotatorio perforado, por lo general de forma cónica. Otra posibilidad es obtener la masa fundida de urea fundiendo urea cristalina.

Las gotículas que forman los dispositivos de granulación en perdigones se enfrían y solidifican al descender por entre una corriente de aire ascendente. La urea tiene un punto de fusión más bajo que el nitrato amónico u otros materiales fertilizantes que se granulan en perdigones. Por consiguiente, se requiere más tiempo para la solidificación de perdigones de igual tamaño o, en una torre de granulación en perdigones de determinada altura, los perdigones pueden tener que ser más pequeños. En la práctica, los perdigones de urea suelen ser más pequeños que los de nitrato amónico y tener un tamaño considerablemente menor que el que suelen tener los fertilizantes granulados.

La urea granulada en perdigones es también menos resistente que la granulada, tanto por lo que se refiere a la resistencia al aplastamiento como a la resistencia a la abrasión, como puede verse por los siguientes datos, proporcionados por la TVA, que muestran también la influencia del tamaño de partícula y de la adición de formaldehído [12]:

RESISTENCIA AL APLASTAMIENTO DE LA UREA EN PERDIGONES Y GRANULAR

Tipo de urea	Resistencia al aplastamiento, en kg			Aumento de la proporción que pasa el tamiz N° 16 en el ensayo de abrasión ^a en %
	Entre tamices N° 8 y N° 16 (2,74 - 2,36 mm)	Entre tamices N° 9 y N° 16 (2,36 - 1,98 mm)	Entre tamices N° 10 y N° 16 (1,98 - 1,65 mm)	
Productos sin adición de formaldehído				
Urea en perdigones	1,20 ^b	1,0	0,7	20
Urea granular, tambor de aspersión		(No se dispone de datos)		
Urea granular, bandeja TVA	1,6	1,2	0,9	2
Productos con adición de formaldehído (0,3% - 0,4% de HCOH)				
Urea en perdigones	1,4 ^b	1,0	0,9	10
Urea granular, tambor de aspersión	3,3	2,5	2,1	1
Urea granular bandeja TVA	2,4	2,0	1,6	1

^aLa resistencia a la abrasión se determina midiendo el aumento de la fracción que pasa el tamiz N° 16 (0,99 mm) después de haber tenido al material en contacto dinámico con bolas de acero durante 5 minutos.

^bEsta fracción es sumamente pequeña (por lo general, no llega al 5%) en la urea en perdigones; la mayor parte de las partículas son más pequeñas.

Además de la mayor resistencia, la urea granular tiene la ventaja de que se cuenta con mayor flexibilidad en cuanto al tamaño de partícula; se puede obtener cualquier tamaño que se desee, por lo menos dentro de un campo de 1,5 a 15,0 mm. Por ejemplo, si se desea, se puede producir, para igualar tamaños, DAP o KGL granulares de 1,5-3,3 ó 2,5-4,0 mm para la mezcla a granel; o un tamaño mayor (6-10 mm) para la fertilización de bosques desde avionetas o para otros usos especiales, tales como la colocación profunda en los arrozales anegados. Otra ventaja de la granulación ordinaria sobre la granulación en perdigones es la mayor facilidad con que se controlan los vapores y polvos, como ya se ha mencionado en el apartado "Nitrato amónico" (capítulo VIII).

Las ventajas de la granulación ordinaria sobre la granulación en perdigones son lo suficientemente importantes como para que la mayoría de las nuevas plantas de urea construidas en los Estados Unidos y en el Canadá hayan usado la granulación ordinaria y para que se hayan añadido instalaciones de granulación ordinaria a algunas plantas más antiguas que antes utilizaban la granulación en perdigones. En algunos otros países se ha planeado el empleo de la granulación ordinaria de la urea. La capacidad actual de producción de urea granular es del orden de 2,5 millones de tpa.

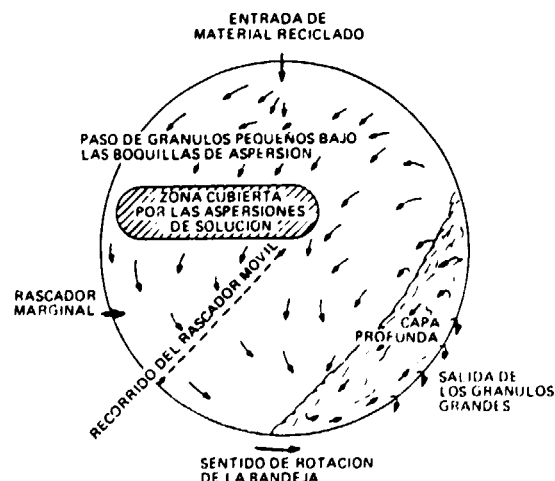
La siguiente descripción de procesos de granulación ordinaria de la urea está tomada principalmente de un informe del CIDF [13]. Los procesos que se han utilizado para producir urea granular en instalaciones de escala comercial son tres: el proceso de granulación Spherodizer, desarrollado por la C&I Girdler, en que se utiliza el tambor de aspersión; el proceso de granulación en bandeja de la TVA; y el proceso de granulación en bandeja de la Norsk Hydro. Hay además dos

procesos que, aunque no se tiene noticia de que estén utilizándose comercialmente, han resultado viables en menor escala, a saber: el proceso Fison de tambor rotatorio y el proceso de granulación en lecho de canaleta, que ha sido estudiado por varias compañías en el Japón, Italia, Francia y los Países Bajos.

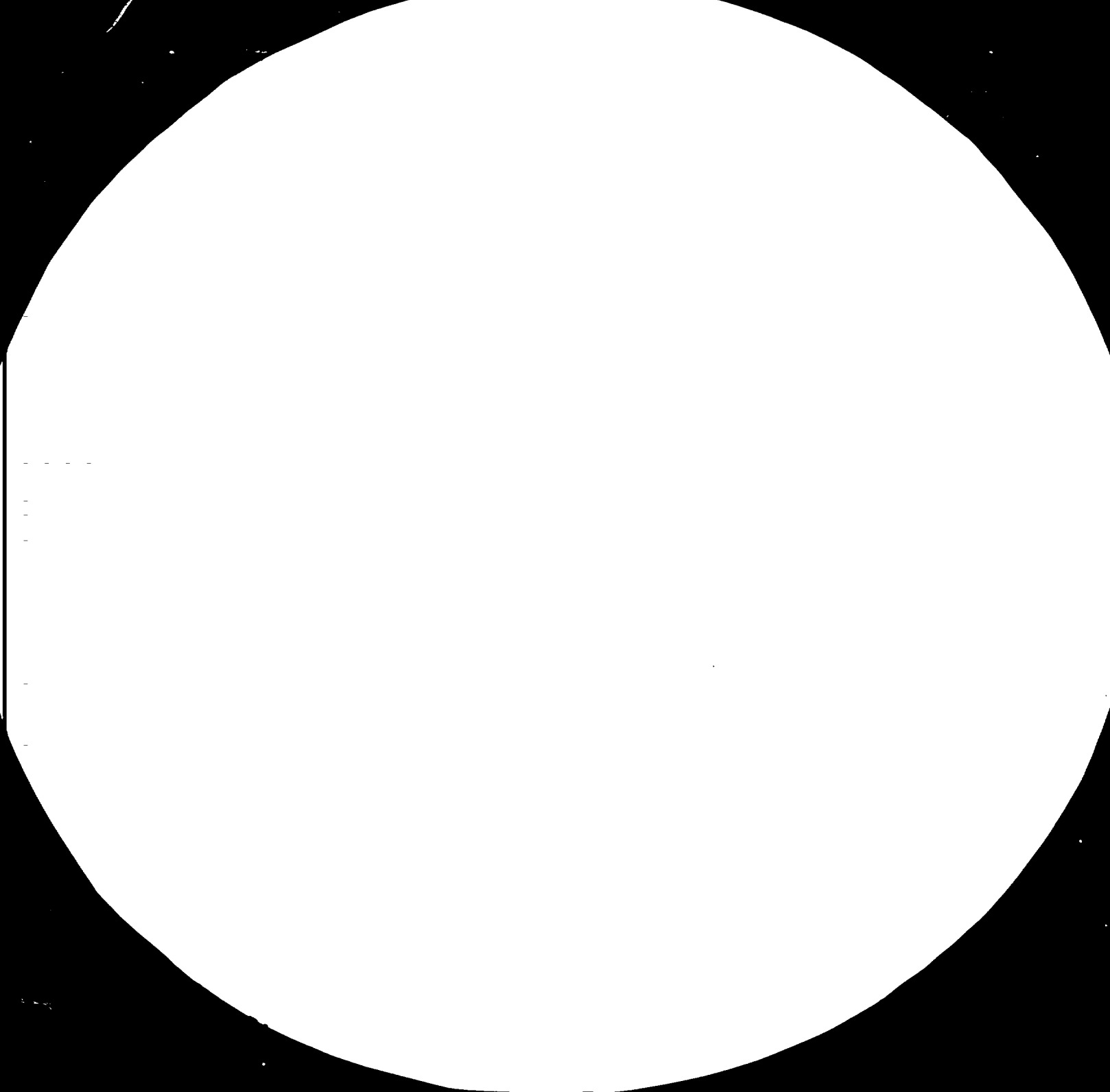
2. Granulación en bandeja de la TVA

El granulador de bandeja inclinada funciona ahora, en régimen de demostración organizada por la TVA, a razón de 7,7 tph, que es la capacidad de la unidad de solución de urea de la TVA. El proceso de granulación y el reciclamiento interno o acción de clasificación que se opera en la bandeja han sido descritos por Young y McCamy [14] y por Waggoner y sus colaboradores [15]. En la figura 7 se representa, esquemá-

Figura 7. Diagrama de la granulación en bandeja



86.09.23
AD.87.11





32



MICROCOPY RESOLUTION TEST CHART

NATIONAL BUREAU OF STANDARDS
GAITHERSBURG, MARYLAND 20899
ASTM F 2919-77

ticamente, el funcionamiento de la bandeja. El proceso se alimenta con una masa de urea fundida procedente de un evaporador de cortina y disco rotatorio barrido por aire. La masa, con una concentración de más del 99% y una temperatura de 141 C, se bombea desde el fondo del evaporador a una serie de boquillas dispuestas sobre el lecho de sólidos en movimiento en el granulador de bandeja. Disponiendo adecuadamente la posición de las boquillas de aspersión de cono hueco que alimentan la masa fundida y distribuyendo adecuadamente en la bandeja el material excesivamente fino, la masa fundida se solidifica en capas lisas en la parte inferior de la región superior de la bandeja. Cuando, por acumulación de capas sucesivas o el proceso de "pieles de cebolla", las partículas alcanzan el tamaño adecuado, se descargan mediante la acción natural de clasificación de la bandeja antes de que se formen gruesos en cantidad apreciable. La bandeja puede hacerse girar en el sentido de las manillas de un reloj o en el sentido opuesto. El grado de inclinación de la bandeja y su velocidad de rotación influyen en el tamaño y en la forma de las partículas. Los parámetros críticos para el funcionamiento del granulador de bandeja son la inclinación, la velocidad de rotación, la ubicación de los puntos de aspersión, y la cantidad, tamaño de partícula y temperatura del material reciclado.

La TVA ha estudiado, en planta piloto, los métodos de "alta temperatura" y de "baja temperatura" para la granulación de urea en el granulador de bandeja. En la granulación a temperatura elevada, la temperatura del lecho se mantuvo a tan sólo unos grados por debajo de la temperatura de cristalización de la masa fundida de alimentación (132 C). Esto se consiguió regulando la temperatura de reciclamiento y la cantidad de producto reciclado. Para una temperatura de reciclamiento de entre 49 y 57 C, se requería una relación producto reciclado:alimentación de 1,0-1,5. La mejor granulación se obtuvo cuando la temperatura del lecho se mantenía entre 107 y 121 C. En este tipo de operación, los gránulos son blandos mientras están calientes y alcanzan la forma esférica al rodar por la bandeja. Una ventaja de la granulación a altas temperaturas es que los gránulos tienen mayor resistencia mecánica que los que se obtienen con el método de baja temperatura. En cambio, la desventaja es que cualquier perturbación del sistema de reciclamiento puede hacer que el lecho del granulador se funda e interrumpa así la operación.

La granulación a baja temperatura viene siendo utilizada por la TVA en la unidad a escala de demostración. La figura 8 representa esquemáticamente la secuencia de este proceso. La temperatura del lecho se mantiene a 93-102 C, lo cual queda bastante por debajo de la temperatura de

fusión de 132 C. El material procedente del granulador fluye a un enfriador rotatorio en el que la temperatura se reduce a unos 63 C antes del tamizado. El producto de descarga, más fresco, se tamiza para separar los gruesos, las fracciones de tamaño apropiado y las de tamaño insuficiente. Se trituran los gruesos y el material se devuelve al sistema de reciclamiento o se disuelve y regresa por el sistema de solución de depuración. Los finos vuelven al granulador como material reciclado. El producto procedente de los tamices va a un enfriador en el que la temperatura se rebaja a 43 C. Se dispone un tambor para revestir el producto con aceite y arcilla. Sin embargo, en la actualidad (1978), no se usa revestimiento; lo que se hace es acondicionar el producto añadido a la solución de urea, antes de la granulación, formaldehído al 0,3-0,4%. El uso del formaldehído eleva la resistencia mecánica y en particular la resistencia a la abrasión de los gránulos, lo cual reduce apreciablemente la formación de polvo. En el cuadro 1 se dan datos típicos de funcionamiento.

CUADRO 1. GRANULACION DE UREA EN BANDEJA. DATOS NORMALES DE FUNCIONAMIENTO

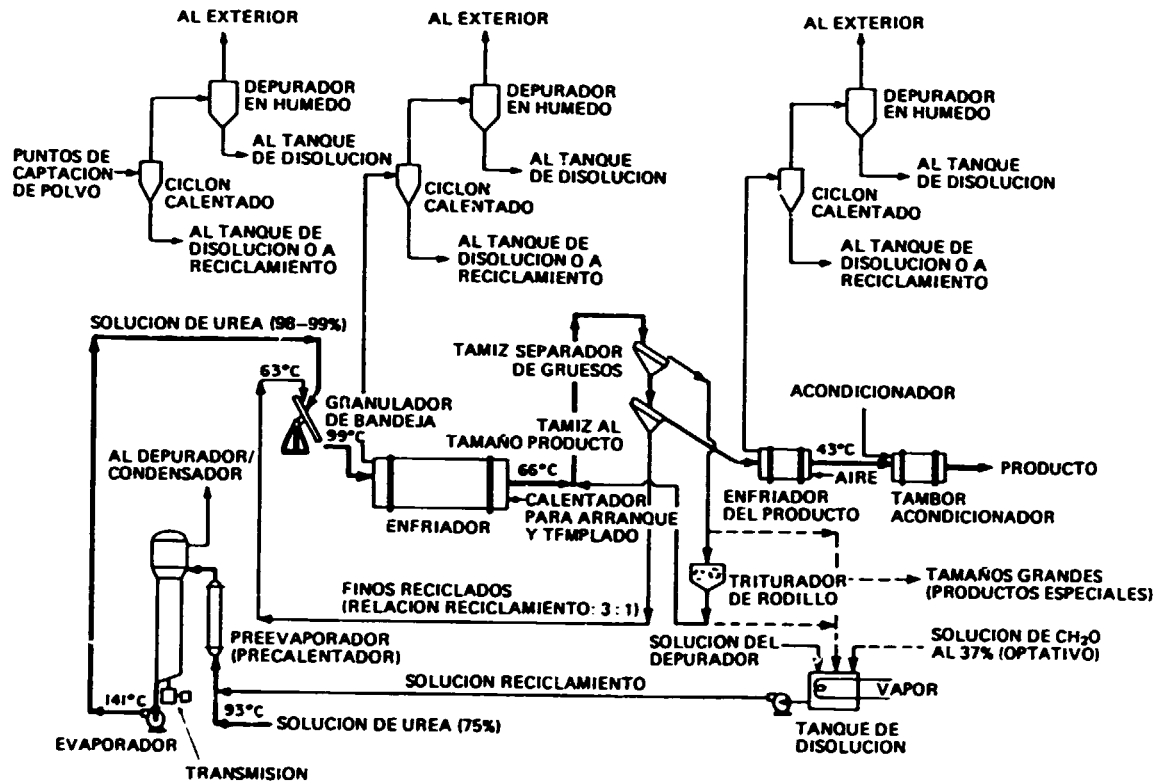
Cadencia de producción, en tph	7,65
Granulador de bandeja	
Velocidad, en rpm	18 a 19
Inclinación, en grados	60
Número de boquillas de aspersión	10
Urea, solución de la planta, al 75%	
Temperatura, en C	93
Masa fundida y concentrada que pasa al granulador	
Temperatura, en C	141
Concentración, en %	98,5-99,5
Granulación	
Temperatura de reciclamiento, en C	60
Relación de reciclamiento, kg/kg de producto	2,5 a 3,0
Temperatura del granulador, en C	93-102
Temperatura del enfriador, en C	43
Composición química del producto, en %	
Total ^a	45,5
Buret	1,1
H ₂ O (Karl Fisher)	0,1 a 0,2
Acondicionador, en %	
Mezcla aceite-cera	0,3
Arcilla	0,7
Granulometría, en % (tamices Tyler)	
Retenido en tamiz N.º 6 (3,3 mm)	0
Fracción entre tamices 6 y 10 (3,3 a 1,7 mm)	85
Fracción entre tamices 10 y 16 (1,7 a 0,99 mm)	15
Pasa el tamiz N.º 16 (0,99 mm)	0

^aEn operaciones recientes, se ha omitido el acondicionador de aceite-cera más arcilla y se ha añadido formaldehído al 0,35; aproximadamente, el contenido total de N del producto es del 46.

3. Granulación en bandeja de la Norsk Hydro

La empresa noruega Norsk Hydro ha desarrollado un proceso de alta temperatura para la granulación en bandeja de fertilizantes, incluida la

Figura 8. Proceso TVA para la granulación de urea en bandeja

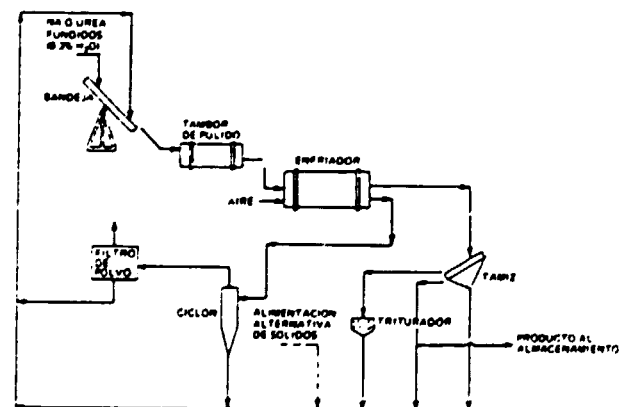


urea. Este proceso —que ha recibido el nombre de “técnica de granulación en bandeja a alta temperatura”— se describe en un trabajo de O. Skauli [16]. Se emplea en el proceso un granulador de bandeja de diseño ordinario. Sin embargo, como el proceso se opera a temperaturas muy próximas a la de cristalización, hay que vigilar muy de cerca los parámetros de funcionamiento de la bandeja. El primer punto a controlar es la ubicación del lugar en que el producto reciclado sólido se alimenta a la bandeja. La Norsk Hydro informa que el 80% del material de descarga de la bandeja es de las dimensiones adecuadas (2-4 mm) y que la relación de reciclado (material sólido:material fundido) es de 1, aproximadamente. Las partículas son tres veces más duras que los perdigones de igual tamaño y tienen buenas propiedades para almacenamiento y manutención.

La figura 9 da una idea simplificada de la secuencia del proceso. El material fundido y los gránulos de tamaño excesivamente pequeño reciclados se añaden a la bandeja. El material de tamaño correcto pasa de la bandeja a un tambor de pulido y luego a un enfriador que puede ser o bien de lecho fluido o de tipo rotatorio. El material de salida del enfriador se tamiza para separarlo en las fracciones de tamaño excesivamente grande, correcto o excesivamente pequeño. El de tamaño

excesivo se tritura y recicla a la bandeja junto con el de tamaño insuficiente y el polvo procedente del sistema de control del polvo. Aunque esta técnica se ha utilizado en escala comercial para producir nitrato amónico granular, en el caso de la urea sólo se ha empleado hasta ahora en escala piloto. Con todo, ya se han anunciado planes para la construcción de unidades de escala comercial.

Figura 9. Proceso de granulación en bandeja de la Norsk Hydro, aplicable a la urea o al nitrato amónico

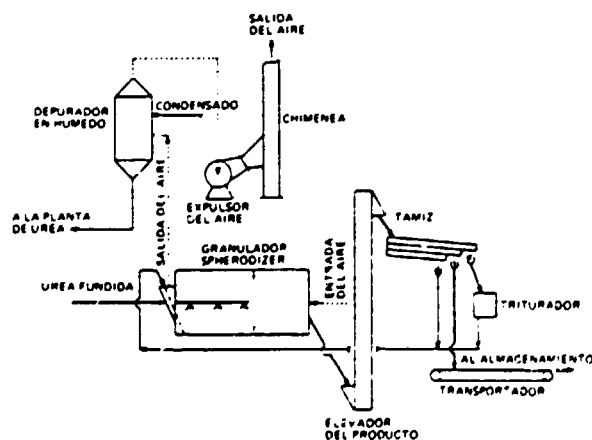


4. Granulación "Spherodizer" de la C&I Girdler

El proceso patentado Spherodizer, que es de tipo de granulador con tambor, se ha proyectado con la idea de evitar la aglomeración y de favorecer la granulación por acumulación de capas sucesivas. La adaptación del Spherodizer a un proceso de granulación de material fundido fue desarrollada por la COMINCO (Canadá), que tiene las patentes originales, con la C&I Girdler como único licenciatario para el proceso. La solvencia comercial del proceso está bien demostrada, como lo prueba el hecho de que ya se han instalado recientemente o se han anunciado instalaciones con capacidad de 5.600 tpd además de las tres plantas originales construidas en el Canadá. En la actualidad se están equipando otras cuatro plantas con una capacidad total de 4.050 tpd. La producción de fertilizantes complejos con el método Spherodizer se llevó a cabo por primera vez en 1958, y la producción de urea y de nitrato amónico granulares se introdujo en 1965 [17].

En la figura 10 se representa, en forma simplificada, la secuencia de operaciones. La urea molida se pasa, por aspersión, al interior de un tambor giratorio en el que se deposita sobre un lecho móvil de partículas sólidas. Como resultado del movimiento de rotación de este lecho móvil, las partículas quedan revestidas con delgadas capas de líquido y van gradualmente cobrando mayor volumen hasta convertirse en gránulos esféricos duros. Por el tambor se hace pasar aire de enfriamiento que discurre en sentido contrario al del flujo de los gránulos. El polvo eliminado por el aire de enfriamiento se recoge en un depurador de impacto en húmedo, y el licor se recicla al tramo de concentración de la unidad de urea. Después del enfriamiento, los gránulos fluyen a un tramo ordinario de tamizado para su separación por tamaños, según sean de tamaño excesivo, apropiado o insuficiente. Los de tamaño

Figura 10. Proceso Spherodizer (d. la C&I Girdler) para la urea



excesivo son triturados y vuelven al ciclo junto con los de tamaño insuficiente. Los de tamaño adecuado se tratan con el acondicionador, si así se desea, y se transfieren a la zona de almacenamiento. En el cuadro 2 se dan los datos de funcionamiento normal para la producción de urea por el proceso Spherodizer a una cadencia de producción de 300 tpd y una relación de reciclado de 2.

CUADRO 2. DATOS DE FUNCIONAMIENTO NORMAL DE LA GRANULACION DE UREA POR EL PROCESO SPHERODIZER

Temperatura de fusión, °C	138
Concentración de la masa fundida, %	99.3
Humedad del producto, %	0.06
Temperatura de entrada del aire, °C	10
Cadencia de producción, tpd en un tambor con diámetro de 14 pies (4.27 m)	300
Relación de reciclado (reciclado/producto)	2
Temperatura del producto, °C	43

5. Proceso de urea granular de la Fisons

La Fisons Ltd (Reino Unido) ha producido urea granular en planta piloto utilizando un granulador de tambor rotatorio. Según una comunicación reciente, se parte de una solución de urea de más del 99% de concentración, procedente de una unidad de evaporación ordinaria y se introduce, por aspersión, en el granulador, donde entra en contacto con una corriente reciclada de finos; la relación de reciclado es de 2-3 kg/kg de producto [18]. La granulación se opera a una temperatura elevada y con bajo contenido de humedad. Después de la granulación, el material fluye a un enfriador, que puede ser de tambor rotatorio o de lecho fluidizado, en el que se elimina alguna humedad y se reduce la temperatura del material. En este proceso no se utiliza secador. Después del enfriamiento, el material se tamiza y se tritura; el material de tamaño excesivo y los finos vuelven al granulador. El polvo del sistema se recupera por depuración en húmedo y se hace regresar a la etapa de concentración de la urea.

La Fisons se ofrece a proyectar y a explotar plantas de hasta 1.000 tpd de capacidad basadas en este proceso.

6. Granulación en lecho de canaleta

Como ya hemos mencionado, la granulación en lecho de canaleta ha sido estudiada experimentalmente en varios países, y se dice que se aprovecha comercialmente en el Japón para la

granulación de fertilizantes compuestos (capítulo XIX). Si bien no se sabe que el método se venga utilizando comercialmente para la granulación de urea, la viabilidad de granular urea por ese método ha quedado demostrada en una planta piloto. Hay una comunicación reciente en la que se describe este proceso [19].

7. Conversión de la granulación en perdigones a la ordinaria

Las plantas existentes que están equipadas para la granulación en perdigones se pueden convertir a instalaciones de granulación ordinaria utilizando los perdigones de urea como parte del producto de alimentación que va a la unidad de granulación, reemplazando una parte del material reciclado. En este caso, la unidad de granulación ordinaria sirve para ir aumentando el tamaño de los perdigones, hasta llegar al nivel deseado, mediante la superposición de capas sucesivas. Esta modificación se ha demostrado en conjunción con el proceso de granulación en bandeja Norsk Hydro y parece ser que podría usarse con los demás procesos de granulación.

8. Recuperación de polvos, humos y vapores

Parte de la decisión de producir urea granular entraña no sólo la elección del proceso sino también la elección del método aplicable para la recuperación del polvo. En el proceso de la TVA se utilizan depuradores de impacto en húmedo que se habían instalado previamente para otro proceso. En el proceso Spherodizer se suele utilizar la depuración en húmedo. Ahora bien, la recolección en seco y el uso del filtro de saco podrían aplicarse tanto al proceso de granulación en bandeja como al de granulación en tambor. Normalmente, los filtros de saco requieren más mantenimiento que los depuradores en húmedo, pero con ello se consigue reducir a muy bajo nivel la cantidad de partículas contenidas en los humos de chimenea. Un sistema de depuración en húmedo del tipo previsto para una planta nueva se ha incluido en el diagrama representativo de la secuencia de operaciones del proceso TVA, en la figura 8. Se utiliza un sistema separado para cada uno de los enfriadores y otro para el sistema de control del polvo fugitivo. Consiste cada sistema de un ciclón calentado, un depurador en húmedo, una bomba de circulación, un insuflador, y un depósito de licor; el gas procedente de los tres depuradores sale por una chimenea común. El polvo de los ciclones se disuelve en el licor de depuración. El licor de depuración se recoge y se

realimenta al tramo de concentración. Una variante consiste en que el depósito del licor y la bomba pueden ser comunes a los tres sistemas.

Una consideración muy importante al diseñar un sistema de recolección del polvo es la flexibilidad que permita o bien disolver el polvo recogido en seco o bien devolverlo, en seco, al granulador. Ninguno de los procesos de granulación funciona bien si el material reciclado tiene elevada proporción de polvo. Por consiguiente, quizá sea a veces necesario disolver el polvo de los ciclones y de los filtros de saco, así como los gruesos triturados y realimentarlo como licor al tramo de concentración. En el concentrador esta capacidad adicional debe incorporarse desde el primer momento, es decir cuando se proyecta el aparato.

9. Influencia del proceso de acabado en el contenido en biuret

Varios investigadores han hallado que el biuret no se forma, en cantidades detectables, durante la operación misma de granulación en perdigones o de granulación ordinaria sino que se forma durante la preparación de la masa fundida, ya sea por evaporación de la solución o por fusión de urea cristalina. Además el biuret continúa formándose en la masa mientras ésta siga en estado fundido. La práctica consistente en reciclar el polvo y los humos y vapores de urea recuperados a la fase de evaporación tiende a elevar el contenido en biuret. Probablemente, la cantidad de material reciclado es mayor en los procesos de granulación ordinaria que en los de granulación en perdigones. La urea granular producida en las plantas de los Estados Unidos tiene por término medio un 1,5% de biuret. No existen datos recientes sobre el contenido de biuret de la urea granular en perdigones en los Estados Unidos, pero, a juzgar por unas cuantas composiciones que sí se conocen, pudiera ser que el campo del 1,0-1,6% resultase más o menos normal. En los Estados Unidos no se atribuye gran importancia a que el contenido en biuret sea bajo ni se hace ningún esfuerzo especial para regularlo de forma que su nivel se mantenga bajo. Como no hay producción comercial conocida de urea granular en países distintos de los Estados Unidos, no cabe hacer comparaciones. Sin embargo, la Norsk Hydro ha producido urea granular con un 0,56% de biuret nada más, en una planta piloto de granulación en bandeja. Probablemente se podría producir urea granular con bajo contenido en biuret teniendo más cuidado de minimizar el tiempo de retención en el tramo de evaporación y en las operaciones de manipulación de la masa fundida, y reciclando la solución del depurador y

los finos a la etapa de síntesis o a una etapa de cristalización en vez de hacerlo a la etapa de evaporación.

Como ya se ha mencionado, el producto bajo en biuret se produce por cristalización en vacío de urea seguida de un secado de los cristales y una nueva fusión a fin de someterlos luego a granulación, en perdigones u ordinaria. Sin embargo, los costos de capital de una planta de urea que utilice la etapa de cristalización son considerablemente superiores a los de una planta en que se utilice el método de evaporación. En resumen, se ha demostrado la producción de urea granular de bajo contenido en biuret en planta piloto pero no en escala comercial; aun así, no hay motivos para suponer que la urea granular contenga necesariamente más biuret que la urea en perdigones.

10. Costo comparativo de la granulación ordinaria y la granulación en perdigones

La relación entre el costo de la granulación en perdigones y el de otros diversos métodos de granulación depende de la escala de las operaciones. Con una sola unidad de granulación en perdigones se pueden producir hasta 1.800 tpd, mientras que en el proceso de granulación en tambor de aspersión (Spherodizer), hay un límite de 300 tpd para el tamaño de la unidad, dada la dificultad de construir y transportar unidades de mayor tamaño. (El tambor Spherodizer estándar para granulación de urea fundida tiene un diámetro de 3,6 metros.) El límite superior de los granuladores de bandeja no se conoce con exactitud, pero para un diámetro de bandeja de 4,3 metros se pueden obtener producciones de 600 tpd. El límite máximo de capacidad de otros tipos de granuladores es incierto, si bien la Fisons ofrece unidades de granulación con un solo tambor y producciones de hasta 1.000 toneladas diarias.

El costo de una torre de granulación en perdigones aumenta muy poco con el aumento de la capacidad, mientras que en el caso de otros tipos de granuladores la proporción en que aumenta el costo al aumentar la capacidad suele ser mayor, sobre todo si se requieren unidades múltiples. La comparación se complica porque también entran en juego las exigencias referentes a la recuperación de polvo, humos y vapores; cumplir ordenanzas rigurosas es más caro en el caso de la granulación en perdigones que en el de la granulación ordinaria. Así tenemos que, para una unidad pequeña (de 300 toneladas diarias), la granulación ordinaria puede resultar menos costosa que la granulación en perdigones, sobre todo si se requiere un riguroso control del polvo. En cambio, para unidades mayores —por ejemplo, de 1.200 toneladas diarias— probablemente la granu-

lación en perdigones requiera menores gastos de capital.

Ruskan ha comparado la economía de la granulación en perdigones, la granulación en bandeja y la granulación en tambor de aspersión para una escala de unas 600 tpd [20]. Los costos de explotación estimados, que se aplican sólo a la etapa de granulación en perdigones o de granulación ordinaria, son los siguientes:

	Costo estimado de explotación \$/tonelada de urea ^a	
	Sin costos de capital	Con costos de capital ^b
Granulación en tambor de aspersión	5,61	13,85
Granulación en bandeja	3,96	9,55
Granulación en perdigones con depuración	3,50	8,69
Granulación en perdigones sin depuración	2,80	6,88

^aTomado de Ruskan y convertido a toneladas métricas [20].

^bLos costos relacionados con el capital comprenden la amortización, el rendimiento de la inversión, y el interés del capital de explotación.

Los costos de inversión (1976) para los cuatro casos arriba indicados, según puede leerse aproximadamente a partir de una gráfica dada por Ruskan para unidades de 600 toneladas diarias, son los siguientes [20]:

Granulación en tambor de aspersión	4,2 millones de dólares
Granulación en bandeja	3,0 millones de dólares
Granulación en perdigones con depuración	2,5 millones de dólares
Granulación en perdigones sin depuración	2,1 millones de dólares

Waggoner ha comparado la granulación en bandeja con la granulación en perdigones [15]. A una escala de 400 toneladas cortas (363 tm)/día, el costo de inversión de capital era aproximadamente igual (2 millones de dólares), y el costo de producción, incluidos los cargos por capital, era de \$1,36/t más alto que en el caso de la granulación ordinaria. En la escala de 900 tpd, los costos de inversión eran de 3,9 millones de dólares para la granulación en bandeja frente a 3,1 millones de dólares para la granulación en perdigones; los costos de producción eran superiores, en \$2,13/t, para la granulación en bandeja. Estas estimaciones se basan en un sistema de recuperación del polvo seco para la granulación en bandeja que se cree proporciona suficiente control de la contaminación; mientras que, en lo que a la granulación en perdigones se refiere, las estimaciones no incluían la depuración y probablemente no podrían cumplir las disposiciones estadounidenses sobre control de la contaminación.

Ambos autores llegaron a la conclusión de que las diferencias en cuanto a costos de capital y de explotación representan un pequeño porcentaje del costo total de la producción de urea; y que las ventajas que reportan las mejores propiedades físicas del producto granulado en bandeja, así como la mayor flexibilidad para la elección del tamaño de partícula, justifican el costo adicional (si es que lo hay) de la granulación en bandeja. La misma conclusión general se aplica a la granulación en tambor de aspersión. Aunque su costo es superior al de la granulación en bandeja, el hecho de que se cuenta con más amplia experiencia en relación con este proceso ha inducido a muchos fabricantes a adoptarlo.

II. Acondicionamiento

La urea en perdigones o la granular se puede comercializar sin tratamiento de acondicionamiento en algunas regiones, pero es corriente tratarlo con un acondicionador para mejorar su resistencia mecánica y elevar su resistencia al apelmazamiento. En la actualidad, el tratamiento de acondicionamiento más extendido consiste en la adición de formaldehído a la solución concentrada inmediatamente antes de la granulación en perdigones o la granulación ordinaria. La cantidad que se suele añadir es del 0,3-0,4%. El formaldehído se puede añadir en forma de solución acuosa al 37% o como solución con un contenido de 59% de formaldehído, 26% de urea y 15% de agua. Esta última solución recibe el nombre de "UF Concentrate-85". Ambas soluciones se encuentran por lotes de vagón-cisterna en los Estados Unidos y, probablemente, en otros países. El tratamiento de acondicionamiento con formaldehído aumenta la resistencia mecánica de los perdigones y de los gránulos y reduce su tendencia a la aglomeración.

El recubrimiento de los perdigones y gránulos se utiliza también como tratamiento de acondicionamiento, aunque esta práctica viene disminuyendo porque se suele preferir el tratamiento con formaldehído. Los materiales para recubrimiento comprenden materiales en polvo tales como la diatomita, el caolín, el talco, etc. Se ha utilizado una combinación de un 1% de arcilla con 0,5% de aceite; el aceite facilita la adherencia de la arcilla a los perdigones o gránulos de urea. Hay algunos tipos de materiales de recubrimiento en forma de polvo que se adhieren sin necesidad de aceite. En general, los tratamientos de acondicionamiento y la adherencia de los acondicionadores, en cuanto se refiere a los fertilizantes, se discuten en el capítulo XXII.

Para la urea granulada en perdigones, la empresa Dutch State Mines ha desarrollado un

recubrimiento, consistente en un aceite de viscosidad media (sin arcilla), que retrasa la absorción de humedad. Se destina este recubrimiento al tratamiento de urea que haya de venderse en climas húmedos y calientes. En ese tipo de climas, las propiedades de fácil fluidez de la urea en perdigones pueden degenerar muy rápidamente en cuanto se abre el saco, antes incluso de que se utilice la urea. Se dice que este tratamiento resulta eficaz para impedir un rápido deterioro.

D. Necesidades del proceso

La economía de la producción de urea se discutirá en el capítulo XI. En el apartado presente se trata más bien de las necesidades del proceso en sí. Las necesidades de servicios auxiliares que enumeran o garantizan las empresas de ingeniería y de construcción varían considerablemente, y dependen de requisitos locales, del grado de precaución utilizado por el estimador, y de las variaciones entre los diversos procesos. Son numerosos los casos de exigencias contrapuestas: por ejemplo, se pueden reducir las necesidades de vapor, pero a cambio de contar con un mayor consumo de energía eléctrica o de que sea mayor el gasto de capital para invertir en equipo de recuperación del calor. Se pueden reducir las pérdidas de nitrógeno, pero a costa de que sea mayor el costo de capital y mayores las necesidades de energía. Las exigencias referentes al control de la contaminación pueden elevar considerablemente las necesidades de capital y el consumo de energía. Por todas estas razones, es difícil hacer una comparación exacta entre los procesos, y no vamos a pretender hacerla.

En la tabla que damos a continuación se señala un campo de necesidades para el proceso (por tonelada de urea) tomado de diversas fuentes, y un "valor seleccionado" que será el que se utilice para efectuar comparaciones entre diversas estimaciones en el capítulo XI. Estas necesidades se entienden para procesos con reciclamiento total y no incluyen los procesos urea-amoniaco integrados, ya que es poco lo que se sabe respecto de los mismos.

Concepto	Campo	Valor seleccionado
Amoniaco	0,57-0,58 toneladas	0,575 toneladas
Dióxido de carbono	Unas 0,76 toneladas	0,76 toneladas
Formaldehído ^a	2-4 kg	3,5 kg
Vapor	0,9-1,5 toneladas	1,2 toneladas
Energía eléctrica	100-160 kWh	125 kWh
Agua de enfriamiento ^b	55-100 toneladas	70 toneladas

^aSe pueden utilizar otros acondicionadores o, en algunos casos, prescindir del uso de acondicionador.

^bPara una sola pasada.

Referencias

1. Honti, G. D. 1976. "Urea", in *The Nitrogen Industry*, Akademia Kiado, Budapest.
2. Tomlinson, T. E. 1970. "Urea-Agronomic Implications", *Proceedings of the Fertiliser Society* (London), No. 113.
3. Tennessee Valley Authority. 1975. "An Appraisal of the Urea Fertilizer Market in Asia", TVA Bulletin Y-95, Muscle Shoals, Alabama 35660.
4. Tennessee Valley Authority. 1973. "Crop Response to Biuret in Urea", TVA Bulletin Y-57, Muscle Shoals, Alabama 35660.
5. Gray, R. C. 1977. "Foliar Fertilisation with Primary Nutrients During the Reproductive Stage of Plant Growth", *Proceedings of the Fertiliser Society* (London), No. 164.
6. Slack, A. V. 1969. "Urea Technology, A Critical Review", TVA Circular Z-4, *Proceedings of the Seminar on Fertilizer Technology*, New Delhi, India.
7. Kaasenbrood, P. J. C. and H. A. G. Chermin. 1977. "The Urea Stripping Process, Stripping Technology, Phase Equilibria, and Thermodynamics", *Proceedings of the Fertiliser Society* (London), No. 167.
8. Lagana, V. and U. Zardi. 1977. "An Integrated Process for Ammonia-Urea Manufacture", *Proceedings of the Fertiliser Society* (London), No. 166.
9. Lagana, V. 1977. "Snamprogetti's Integrated Process—New Trend in Urea Production", *Chemical Age of India*, 28:944-952.
10. Cima, F., P. Casarin and A. Viglietto. 1977. "Small-Scale Urea Plants at Farmers Site with Snamprogetti Integrated Process", *Chemical Age of India*, 28:953-965.
11. "Realizing the Potential of the Small Ammonia Plant". 1976. *Nitrogen*, 100:77-79.
12. Hoffmeister, G. and C. P. Harrison. 1975. "Physical Testing of Fertilizers", Paper presented at the 170th National Meeting of the American Chemical Society, Chicago, Illinois.
13. Waggoner, D. R. 1975. "Granular Urea: Advantages and Processes", IFDC Report T-1, International Fertilizer Development Center, Muscle Shoals, Alabama 35660.
14. Young, R. D. and I. W. McCamy. 1967. "TVA Development Work and Experience with Pan Granulation of Fertilizers", *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, 45:50-56.
15. Waggoner, D. R., I. W. McCamy, G. C. Hicks and J. R. Gahan. 1974. "The TVA Pilot-Plant Development Work and Demonstration-Plant Experience in Pan-Granulation of Urea", *Proceedings of the 24th Annual Meeting of the Fertilizer Industry Round Table*, p. 70-79, Washington, D.C.
16. Skauli, O. 1974. "Pan Granulation of Ammonium Nitrate and Urea", Paper presented at the 168th National Meeting of the American Chemical Society, Atlantic City, New Jersey. *
17. Reed, R. M. and J. C. Reynolds. 1974. "Progress Report on Spheredizer Granulation of Anhydrous Melts", *Proceedings of the 24th Annual Meeting of the Fertilizer Industry Round Table*, Washington, D.C.
18. "The Fisons Granular Urea Process". 1975. *Nitrogen*, 98:37-39.
19. Berquin, Y. F. 1977. "Prospects for Full-Scale Development of the Spouting Beds in Fertilizer Granulation", in *Granular Fertilizers and Their Production*, p.296-301, British Sulphur Corporation, London.
20. Ruskan, R. P. 1976. "Prilling vs. Granulation for Nitrogen Fertilizers", *Chemical Engineering*, 83(12):114-118.

X. Producción, propiedades y uso de las soluciones de nitrógeno y uso del amoniaco anhidro en aplicación directa

A. Introducción

Este capítulo tratará de los fertilizantes nitrogenados líquidos, incluidas las soluciones de nitrógeno y el amoniaco anhidro. En relación con este último producto, se describirán sus propiedades y uso en aplicación directa, pues su producción se examinó ya en el capítulo VI. Las soluciones de nitrógeno comprenden las soluciones de amoniaco en agua (agua amoniaca), las soluciones que contienen amoniaco libre más nitrato amónico o urea o ambos, y las soluciones de urea, de nitrato amónico, o de ambos sin amoniaco libre. Las soluciones que no contienen amoniaco libre reciben el nombre de soluciones "sin presión". En las soluciones que contienen amoniaco libre, habrá cierta presión de vapor del amoniaco, aunque puede tratarse de soluciones en que la presión de vapor sea inferior a la atmosférica ("soluciones de baja presión"). La aplicación principal de las soluciones de nitrógeno es para aplicación directa al suelo como fertilizante, aunque también se utilizan para producir fertilizantes compuestos líquidos o sólidos (capítulo XIX).

Por desgracia, no hay datos precisos, de ámbito mundial, sobre el uso de soluciones de nitrógeno y de amoniaco anhidro. Estos materiales se utilizan relativamente poco fuera de los Estados Unidos, pero en algunos países aportan un porcentaje considerable del uso total de N. A continuación se facilitan datos disponibles correspondientes a diversas fuentes. Los años a que se hace referencia en estos datos estadísticos terminan el 30 de junio del año que se indique.

Australia

El amoniaco anhidro y el agua amoniaca supusieron aproximadamente el 25% del uso total de N en 1977 (38% de N sin mezcla); el consumo de estos materiales aumentó en 1977 en un 35% en relación con 1976 ("Fertilizer Consumption Statistics", ISMA Economics Committee, 1978).

Canadá

El amoniaco anhidro fue la principal forma de nitrógeno en 1977, pues aportó el 22% del total de N o el 35% de N sin mezcla. Las soluciones nitrogenadas aportaron el 3,6% del total de N ("Fertilizer Consumption Statistics", ISMA Economics Committee, 1978). Según otra fuente, el 31% del total de N suministrado en 1977 revestía la forma de materiales fluidos.

Dinamarca

Los suministros de amoniaco anhidro supusieron el 41% del consumo de N en 1976, y el 36% en 1977 ("Fertilizer Consumption Statistics", ISMA Economics Committee, 1978).

Reino Unido

El 10% del N sin mezcla suministrado en 1977 consistió en soluciones de nitrógeno ("Fertilizer Consumption Statistics", ISMA Economics Committee, 1978). En 1976, los productos líquidos supusieron el 7,5% del mercado de fertilizantes del RU y su uso venía aumentando a razón del 10% por año. Del total de materiales líquidos nitrogenados, las soluciones de nitrógeno sin mezcla supusieron el 60%; el resto estuvo integrado principalmente por fertilizantes compuestos (*Fertilizer International*, 1978, 106:10).

Francia

En 1976, las soluciones de nitrógeno supusieron el 10% del mercado total de nitrógeno; y el NH₃ anhidro, el 2%. En cuanto al uso de nitrógeno sin mezcla, las soluciones de nitrógeno aportaron el 15,3%; y el amoniaco, el 3,1% ("Fertilizer Consumption Statistics", ISMA Economics Committee, 1978).

México

El amoniaco anhidro fue la principal forma de nitrógeno en 1977 (28% del total de N). Se esperaba aumentar este porcentaje al 33% en 1978

(estimaciones preparadas por GUANOMEX, septiembre de 1977).

Colombia

Se ha estimado que los fertilizantes líquidos supusieron entre el 10 y el 20% de todos los fertilizantes en 1975 (Lobo, P. 1975, "Liquid Fertilizer Technology Runs Gamut", *Fertilizer Solutions*, 19:46). El NH₃ anhidro supuso el 10% del total de N empleado en 1977, frente a un 20% en 1976 ("Fertilizer Consumption Statistics", ISMA Economics Committee, 1978).

Además, se tienen noticias de que, hasta cierto punto, se utilizan soluciones de nitrógeno o amoníaco anhidro o ambas cosas en muchos otros países, entre ellos Bélgica, Brasil, China, India, Japón, España, Suecia y Países Bajos, pero faltan datos cuantitativos.

Aproximadamente el 58% de los fertilizantes nitrogenados utilizados en los Estados Unidos se aplican en forma líquida, incluido el contenido en N estimado de los fertilizantes compuestos líquidos. En la tabla que figura a continuación se indican las cantidades de fertilizantes nitrogenados utilizados en los Estados Unidos durante el año terminado el 30 de junio de 1977 [1].

FERTILIZANTES NITROGENADOS UTILIZADOS EN LOS ESTADOS UNIDOS EN 1976-77

Material	Miles de toneladas de N	% respecto del total de N
Amoníaco anhidro	3 664	38,0
Agua amoniacal	120	1,2
Soluciones de nitrógeno	1 528	15,8
Nitrato amónico ^a	853	8,8
Urea	775	8,0
Sulfato amónico	200	2,1
Fosfatos amónicos ^b	92	1,0
Otros materiales nitrogenados	107	1,1
Fertilizantes compuestos ^c	2 312	24,0
Total	9 651	100,0

^aIncluido el Cal-nitro.

^bComprende las calidades 11-48-0, 13-39-0, 16-20-0, 21-53-0 y 27-14-0, otros fosfatos amónicos se han incluido entre los fertilizantes compuestos.

^cIncluye tanto los compuestos sólidos como los líquidos.

Las ventajas de los fertilizantes líquidos en general se discutirán en el capítulo XIX ("Fertilizantes compuestos"). Estas ventajas se aplican también a las soluciones nitrogenadas destinadas a la aplicación directa. Algunas de las ventajas son también de aplicación a las soluciones nitrogenadas destinadas a utilizarse como productos intermedios para la fabricación de fertilizantes compuestos. En el caso del amoníaco anhidro, la principal ventaja es su bajo costo. Se dan a continuación los precios medios pagados por los agricultores de los Estados Unidos por diversos fertilizantes nitrogenados:

PRECIOS MEDIOS PAGADOS POR LOS AGRICULTORES DE LOS ESTADOS UNIDOS POR LOS FERTILIZANTES NITROGENADOS, 15 DE OCTUBRE DE 1977

Fertilizante	\$ unidad de 20 libras de N	\$ kg de N
Sulfato amónico	5,00	0,55
Nitrato amónico	4,28	0,47
Urea	3,66	0,40
Solución de N (30% de N)	3,96	0,44
Amoníaco anhidro	2,14	0,24

Fuente: "The 1978 Fertilizer Situation", U.S. Department of Agriculture, diciembre de 1977.

B. Uso del amoníaco anhidro

Los procesos y los costos de producción del amoníaco anhidro se describen en otros capítulos de la presente publicación. El apartado presente se destinará al uso del amoníaco anhidro en aplicación directa. A continuación se dan, en forma de tabla, algunas de las características físicas del amoníaco anhidro líquido.

CARACTERÍSTICAS FÍSICAS DEL AMONÍACO ANHIDRO

Características	Valor
Punto de ebullición ^a	33,4 C (- 28 F)
Temperatura de congelación ^a	- 77,7 C (- 108 F)
Calor latente de vaporización ^a	327,4 kcal/kg (589 Btu/lb)
Solubilidad en agua, a 25 C ^d	0,456 g/g H ₂ O
Presión de vapor, kg/cm ² (psig) ^b	
18 C (0 F)	1,10 (15,7)
0 C (32 F)	3,35 (47,0)
38 C (100 F)	13,87 (197,2)
Peso específico	
18 C (0 F)	0,6749
0 C (32 F)	0,6385
38 C (100 F)	0,5831
Mezcla explosiva	16-25% de NH ₃ en el aire

^aA presión atmosférica.

^bPresión efectiva (psig = libras por pulgada cuadrada de presión efectiva).

El amoníaco puro contiene un 82,245% de N; el amoníaco "anhidro" de la calidad indicada para la producción de fertilizantes contiene el 82,02% de N (como mínimo), un 0,2-0,5% de agua y menos de 5 ppm de aceite mineral. El amoníaco anhidro es el material fertilizante que más se utiliza para aplicación directa en los Estados Unidos (3,66 millones de toneladas de N, 38% del total de N). La razón de esta gran preferencia es que, normalmente, para el agricultor estadounidense que ha de comprar nitrógeno, constituye la fuente más económica de dicho elemento. Una de las razones de este bajo costo es la existencia de excelentes instalaciones y servicios para el transporte y el almacenamiento del amoníaco líquido. Hay en la actualidad dos

sistemas de tuberías para el transporte de amoníaco desde las zonas productoras a las principales zonas consumidoras, y ya se han trazado planes para la instalación de nuevas tuberías con este fin. En los Estados Unidos hay muchos tanques de almacenamiento de amoníaco a la presión atmosférica, de gran tamaño, como el que se presenta en la figura 1, y capacidades que oscilan entre 5.500 y 45.000 toneladas. Estos tanques se mantienen a la presión atmosférica utilizando el amoníaco como refrigerante para mantener el líquido a una temperatura de -33°C (-28°F). Esto se hace retirando y comprimiendo el gas amoníaco del tanque, enfriándolo con agua para licuarlo y vaporizando el líquido resultante en el tanque para mantener fresco su contenido.

También hay tipos similares de tanques de almacenamiento montados sobre barcasas para el transporte del amoníaco líquido por los diversos sistemas fluviales del país.

La figura 2 es una fotografía de este tipo de barcaza, que normalmente tiene capacidad para transportar unas 2.400 toneladas de amoníaco. Cada barcaza es autónoma, pues dispone de su propio sistema de refrigeración. Por lo general, se enlazan varias barcasas formando tren de modo que se puedan transportar a la vez hasta 20.000 toneladas. También existen ya unos enormes vagones cisterna para el transporte del líquido por ferrocarril. Se trata de vagones cisterna de presión con capacidades de entre 24 y 73

Figura 1. Tanque de almacenamiento de amoníaco a la presión atmosférica



Figura 2. Barcaza refrigerada para el transporte de amoníaco



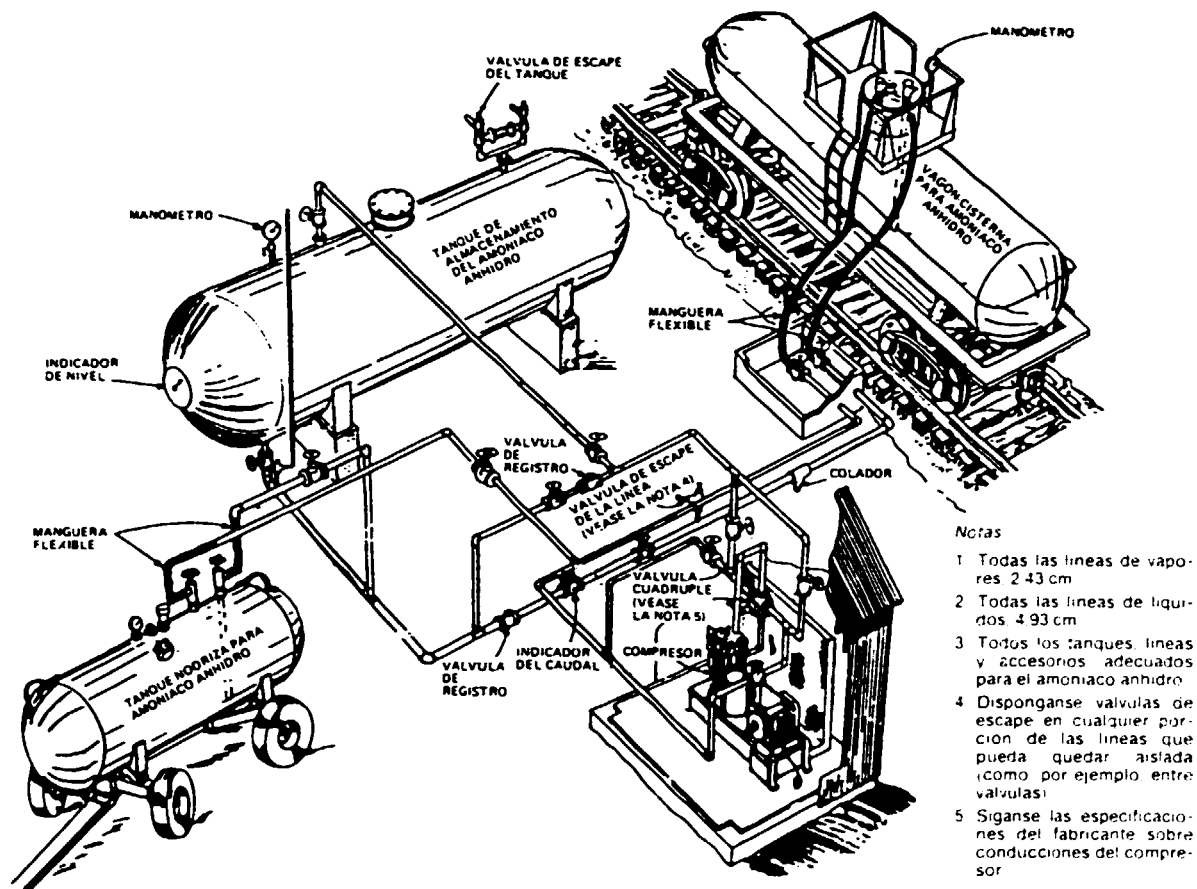
Fuente: Breit & Garcia.

toneladas, y es corriente hacer expediciones de "tren entero" de amoníaco en que los trenes tienen a veces hasta 100 vagones, y todos ellos son enviados directamente de la zona de producción a la de consumo.

1. Operaciones al por menor

Por lo general, la mayoría de los comerciantes al por menor disponen de tanques a presión que varían en tamaño de 13.000 a 50.000 galones (49.000-189.000 litros). La presión de trabajo en estos tanques no debe pasar de 265 libras por pulgada cuadrada ($18,7 \text{ kg/cm}^2$). Antes de poner estos tanques en funcionamiento, conviene radiografiar todas las juntas y proceder al alivio de tensiones. Los tanques suelen ir equipados con un indicador del nivel del líquido y un manómetro para el amoníaco. Además, deben ir equipados con una galería de circulación del personal y una válvula de seguridad. En la figura 3 se representa esquemáticamente la disposición normal del tanque de almacenamiento a presión de que suele disponerse en los centros de venta al por menor. El amoníaco líquido se transporta del vagón cisterna del ferrocarril al tanque de almacenamiento por medio de un compresor de amoníaco o de una bomba de desplazamiento positivo (por lo general, una bomba de engranajes). Para trasvasar este amoníaco líquido, el método que con más frecuencia se utiliza es el del compresor de amoníaco (es decir, el representado en la figura 3). Este trasvase se efectúa retirando vapor del tanque de almacenamiento y bombeándolo al vagón cisterna de ferrocarril. Al retirar vapor del tanque de almacenamiento, el contenido de éste se refresca, la compresión del gas le hace calentarse, y el gas caliente eleva la temperatura del contenido del vagón cisterna. Estos cambios de temperatura

Figura 3. Almacenamiento de amoníaco anhidro a presión



originan una diferencia de presión entre el vagón cisterna de ferrocarril y el tanque de almacenamiento, lo que permite trasvasar el amoníaco líquido con facilidad del vagón al tanque.

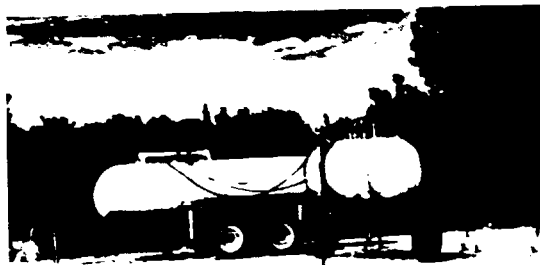
Las compañías que utilizan una bomba de desplazamiento positivo suelen dotarla de un conducto de desviación provisto a su vez de un regulador a fin de que no se produzca en la bomba una oclusión de vapor cuando se bombee el líquido al nodriza. Hay muchos tamaños de este tipo de bombas, pero, para trasvasar el amoníaco rápidamente, se utilizan bombas con diámetros de impulsión de hasta 7.6 cm (3 pulgadas). Hay que tener cuidado de no llenar por completo ni los tanques de almacenamiento ni los tanques nodriza, dada la gran amplitud de las variaciones del peso específico del amoníaco líquido con la temperatura. Se han dado casos de rotura de tanques porque se llenaron cuando el amoníaco estaba fresco y luego no quedaba sitio para la expansión que experimenta al calentarse. Por este motivo, los tanques de almacenamiento y el del aplicador nunca suelen llenarse hasta más del 85% de su capacidad. En el terminal para venta al por menor, los tanques nodriza del agricultor suelen

llenarse utilizando el mismo equipo empleado para trasvasar el amoníaco de los vagones de ferrocarril.

Para transportar el amoníaco desde el terminal de distribución al por menor hasta la finca de labranza se utilizan con frecuencia tanques nodriza a presión (con capacidad para 1.000-2.000 galones (3.785-7.570 litros)). Estos tanques han de cumplir las mismas especificaciones generales que el de almacenamiento. En la finca, el amoníaco se trasvasa del tanque nodriza al tanque del aplicador. La fotografía de la figura 4 representa una bomba de trasvase por vapor trasvasando material de un tanque nodriza a un aplicador. Algunos agricultores llenan el aplicador limitándose a dejar escapar gas amoníaco del tanque del aplicador a la atmósfera; de esta forma, la presión de vapor del amoníaco del tanque nodriza hace que el amoníaco líquido pase al aplicador.

Normalmente, los comerciantes que venden al por menor venderán también otros materiales fertilizantes e incluso otros suministros agrícolas además del amoníaco anhidro; lo corriente es que sea el comerciante quien suministre el tanque

Figura 4. Trassave de amoniaco del tanque nodriza al aplicador del agricultor mediante bomba de trasiego por vapor



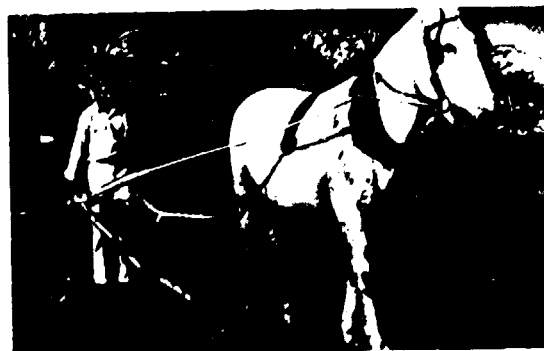
nodriza del amoniaco anhidro y lo entregue a la finca de labranza. Normalmente, el agricultor aplica el amoniaco anhidro con un aplicador propio, pero también puede alquilarlo al comerciante.

El costo de un tanque de almacenamiento a presión en el punto de distribución al por menor oscila entre los 18.000 dólares (para un tanque de 45.420 litros (12.000 galones americanos)) y 30.000 dólares (tanque de 113.600 litros (30.000 galones americanos)). Debido a la existencia de reglamentos al respecto, los tanques nodriza de mayor tamaño suministrados por los comerciantes suelen tener una capacidad de 3.785 litros (1.000 galones americanos); cuestan unos 2.800 dólares.

2. Aplicación del amoniaco anhidro

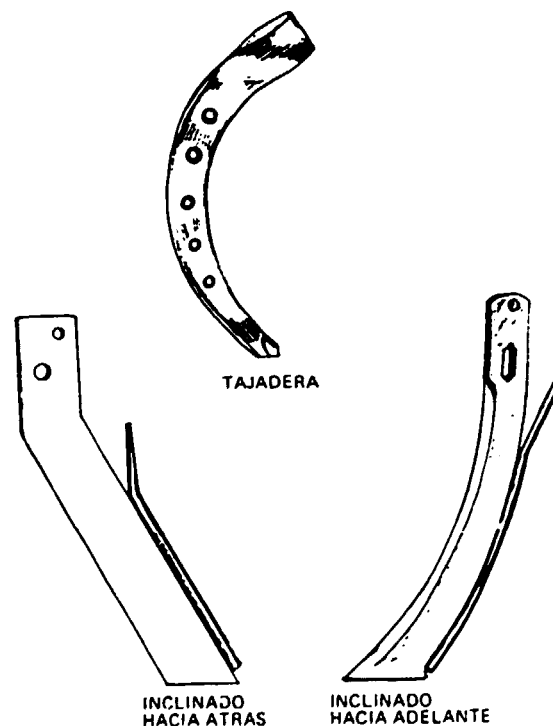
La aplicación directa de amoniaco se inició, con equipo bastante humilde, poco después de 1940. En la figura 5 se presenta uno de los primeros aplicadores que se ensayaron. A medida que fue comprobándose la eficacia agronómica del amoniaco anhidro, se desarrolló y utilizó equipo más refinado.

Figura 5. Uno de los primeros aplicadores de amoniaco



Dado que se aplica como líquido volátil, el amoniaco anhidro ha de disponerse, por inyección, a una profundidad de entre 15 y 25 cm por debajo de la superficie del suelo. Normalmente, esto se logra con una cuchilla de aplicación como la representada en la figura 6. Con frecuencia, si el suelo es arenoso y está suelto, se aplica con una tajadera de las que se usan para la aplicación de amoniaco, representada asimismo en la figura 6. Por lo general, para medir la cantidad de amoniaco anhidro se utilizan un contador de orificio variable. El caudal se regula desplazando hacia el orificio, o retirándolo del mismo, el obturador en V. Mediante la acción del diagrama, se mantiene en el orificio una presión diferencial constante. La cadencia de aplicación se controla mediante la posición del obturador en el orificio y la velocidad del aplicador [2].

Figura 6. Cuchillas para la aplicación de amoniaco (en esquema)



A algunos agricultores les gusta poder regular las cadencias de aplicación del amoniaco independientemente de la velocidad del aplicador. Para eso, el dispositivo de medición tiene que ser accionado por una rueda que recorre el terreno. De entre estos dispositivos de medición del amoniaco vinculados al terreno recorrido, el que más frecuentemente se usa es una bomba medidora de pistón. Acciona el pistón una cadena de transmisión que es impulsada por una rueda catalina

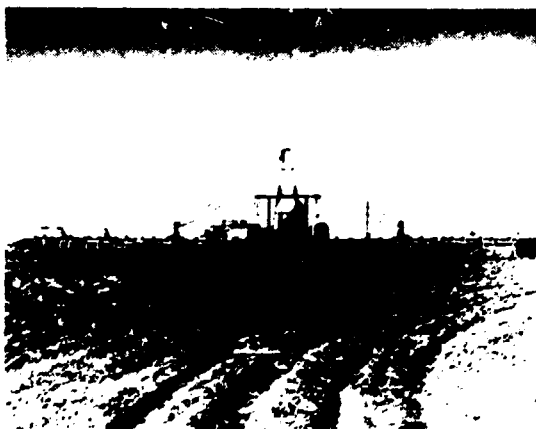
unida a una rueda del aplicador. La cadencia de aplicación cambia en función de la carrera del pistón. La bomba va dotada de un intercambiador de calor. El amoníaco procedente de la bomba se expande en el intercambiador de calor, lo cual refresca el amoníaco de aporte e impide que se formen burbujas. Con esto se logra que sólo se mida el amoníaco líquido.

Los aparatos aplicadores del amoníaco oscilan en cuanto a tamaño entre los pequeños aparatos de 5 surcos como el de la figura 7 y otros de gran tamaño, con anchos de frente de hasta 20 metros, arrastrados por tractores de oruga, como el de la figura 8 [3].

Figura 7. Aplicador de cinco surcos



Figura 8. Aplicador de amoníaco anhidro con tajo de 20 metros



Debido a sus elevados valores de presión de vapor, el amoníaco no se puede aplicar en la superficie sin perder casi todo el alimento de la planta. Sin embargo, una compañía ha construido un aplicador experimental que, por así decirlo, dispara el amoníaco al interior del terreno lanzándolo a una presión efectiva de 352 kg/cm²

(5.000 psig). Este aplicador se desplaza sobre el terreno a unas pocas pulgadas de distancia nada más y podría utilizarse para la aplicación de amoníaco anhidro en praderas. El equipo experimental es demasiado pesado y ha de mejorarse para que se pueda mover con tractores más pequeños.

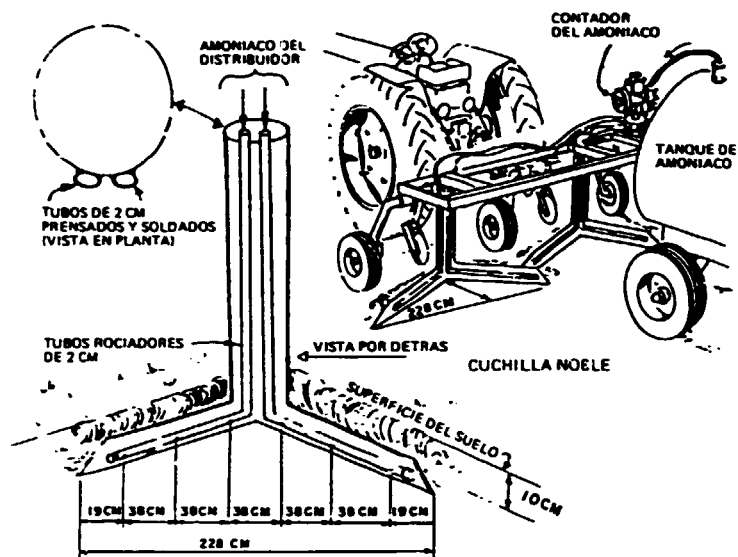
En los Estados Unidos se han hecho esfuerzos por reducir los costos de aplicación, lo cual se ha logrado siguiendo una o más de las prácticas que se exponen a continuación. Uno de los procedimientos consiste en utilizar tractores mayores, para poder usar aplicadores con mayores anchos de tajo. Esto permite tratar más hectáreas por día, lo que reduce los costos de mano de obra y equipo por hectárea tratada con nitrógeno. Otra forma de reducir los costos de aplicación es utilizar equipo que aplique el amoníaco durante otras operaciones de labranza. En la figura 9 se representa, esquemáticamente, equipo de labranza de este tipo. Esta idea viene aplicándose desde hace muchos años en una de las zonas trigueras en que se añade amoníaco anhidro durante las labores que siguen a la recolección del trigo. En esa zona, lo que se hace es pasar un arado triangular de unas 3-4 pulgadas (7,6-10,2 cm) por debajo del suelo. Esto ayuda a destruir las malas hierbas, prepara el suelo, y deja en la superficie una capa protectora que impide la erosión por el viento y el agua. Por lo general, se pueden aplicar 50-80 lb de amoníaco por acre (56-90 kg/ha) sin sufrir pérdidas apreciables de amoníaco.

Otros agricultores del Valle del Red River de los Estados Unidos (Estados de Minnesota y de North Dakota) añaden el amoníaco durante las operaciones de arada. El amoníaco se añade por conducto de una tubería de extremo abierto situada detrás mismo de un arado en V que, por lo general, pasa 10 cm por debajo de la superficie del suelo.

Algunas compañías han intentado mantener el amoníaco en estado líquido durante el tiempo suficiente para que resulte cubierto por el suelo durante las operaciones de labranza ordinarias, tales como la arada con discos, etc. Combinando en estas formas las aplicaciones de amoníaco con las labores de labranza, se elimina toda una pasada por el campo de que se trate. Con todo, esta modalidad está en fase inicial de desarrollo, y todavía hay discrepancias en cuanto a sus ventajas.

Otra práctica que conduce a una economía de mano de obra y de equipo es la de aplicar el amoníaco anhidro junto con plaguicidas o con inhibidores de la nitrificación. Recientemente, se ha comprobado que los inhibidores reducen la actividad de los microorganismos, con lo que se retrasa la transformación del nitrógeno amoniacal en nitrógeno nitrato. Así pues, es menor la

Figura 9. Aplicación de amoníaco durante la labranza

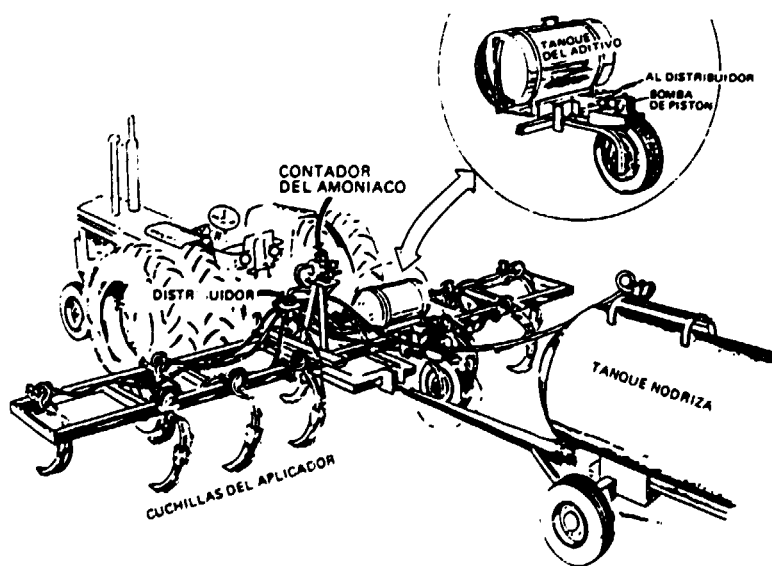


cantidad de nitrógeno aplicado que se pierde por lixiviación del nitrógeno nitrato del suelo. Por lo tanto, cuando los inhibidores son eficaces, el nitrógeno se utiliza con mayor eficiencia. Ahora bien, para actuar con eficacia y ahorrar tiempo de aplicación, hay que añadir el amoníaco y el inhibidor al mismo tiempo. La figura 10 representa, esquemáticamente, el equipo utilizado para la aplicación conjunta de amoníaco y plaguicidas o inhibidores de la nitrificación. Los aditivos se incorporan después de haber medido el amoníaco, para evitar así que se obstruya el contador, la

corrosión o la contaminación del tanque de aplicación. Cuando se aplica un plaguicida y el amoníaco utilizando este dispositivo, basta con una pasada por el campo de que se trate.

En cuanto al costo del equipo de aplicación del amoníaco anhidro, el campo de precios es muy amplio, pues éstos dependen del tamaño del aplicador y del equipo auxiliar que se le agregue. Normalmente, un aplicador de amoníaco anhidro pequeño, de cuatro surcos, con tanque para la aplicación de 757 litros (200 galones americanos) de amoníaco supone un costo de inversión de

Figura 10. Equipo para la aplicación conjunta de aditivos y amoníaco

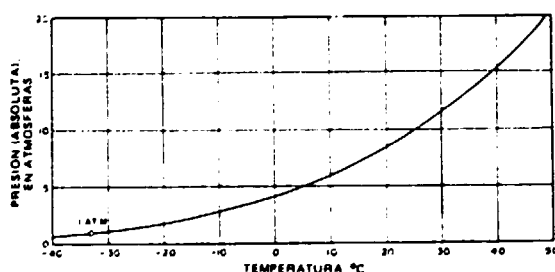


2.300 dólares; y un aplicador mayor, de 8 surcos, cuesta 3.400 dólares. Por lo general, detrás del aplicador grande se remolca un tanque nodriza de 3.785 litros (1.000 galones americanos) que cuesta 2.750 dólares. Ahora bien, los aplicadores mayores que se utilizan para aplicar el amoníaco en algunas de las zonas trigueras y que tienen anchos de tajo de 19,8 m (65 pies) y unas 40 cuchillas cuestan unos 16.500 dólares. En la mayoría de los casos, el costo del aplicador de amoníaco es pequeño si se compara con el del tractor utilizado para remolcarlo.

3. Precauciones para el manejo del amoníaco

El manejo del amoníaco anhidro, como el de cualquier solución a presión, entraña ciertos riesgos. El comerciante y el agricultor deben tener conocimiento de las características de presión de vapor del amoníaco para evitar las roturas de tanques. En la figura 11 se representa la relación entre la presión de vapor del amoníaco anhidro y la temperatura. Estos datos muestran que a las temperaturas de liquidez de 21°C (70°F)—que es la temperatura normal de verano para la mayor parte de las regiones consumidoras— la presión de vapor efectiva es de unos 8 kg/cm² (114 psig). A temperaturas estivales más elevadas, como las de 38°C (100°F), esta presión puede subir hasta los 13,9 kg/cm² (197 psig). Los tanques de presión que se utilizan normalmente en los centros de venta al por menor pueden resistir presiones de trabajo superiores a los 18,6 kg/cm² (256 psig).

Figura 11. Relación entre la presión de vapor del amoníaco anhidro y la temperatura



El amoníaco es un producto químico alcalino sumamente reactivo y debe manejarse con precaución. El amoníaco líquido puede causar quemaduras químicas serias. Como gas, es sumamente irritante para los ojos y las vías respiratorias. En concentraciones suficientemente altas, puede ocasionar la muerte por asfixia. Desde el punto de vista de la seguridad, es ventajoso que el gas sea tan irritante, porque los operarios abandonan voluntariamente la zona de peligro

antes de que se produzcan lesiones. Desde luego, esto no es ninguna salvaguardia contra un encuentro repentino con el líquido o una acumulación concentrada de gas. No se ha establecido con carácter universal ningún límite permisible de concentración del amoníaco para la exposición repetida durante ocho horas; con todo, los organismos federales estadounidenses vienen ahora estableciendo estas limitaciones; y algunos de los Estados han convenido en un límite de 100 ppm de exposición por periodo de ocho horas, concentración a la que ya se advierte ligera irritación en ojos y nariz. El amoníaco anhidro tiene gran afinidad por el agua, y ésta es la razón de que el amoníaco líquido pueda causar graves quemaduras de los tejidos cutáneos. Se ha convenido en general en que no se han ocasionado efectos serios o duraderos como consecuencia de la exposición a concentraciones de amoníaco que no originen grandes molestias. A continuación se indican algunas de las precauciones que conviene adoptar para manejar el amoníaco [4]:

1. Se debe disponer siempre de abundante cantidad de agua limpia.
2. No aproximarse nunca a las aperturas de las mangueras ni a las válvulas.
3. Al trasvasar amoníaco, hay que llevar siempre guantes y gafas industriales.
4. Cuando se deje sin vigilante la estación de carga, ciérrense siempre las válvulas y desconéctense las mangueras.
5. Antes de desconectar las mangueras u otras piezas, hay que asegurarse bien de que se ha retirado la presión.
6. Nunca debe llenarse un tanque a más del 85% de su capacidad.
7. Nunca se dejen sin vigilancia las operaciones de trasvase.
8. No se debe intentar efectuar arreglos en válvulas de seguridad o cualesquiera otros dispositivos de seguridad.
9. No trate nunca de "apañarse"; utilícese sólo equipo aprobado para el manejo de amoníaco.
10. Nunca acople un remolque sin asegurarse de que están firmes las piezas de conexión y las cadenas de seguridad.

C. Soluciones de nitrógeno "sin presión"

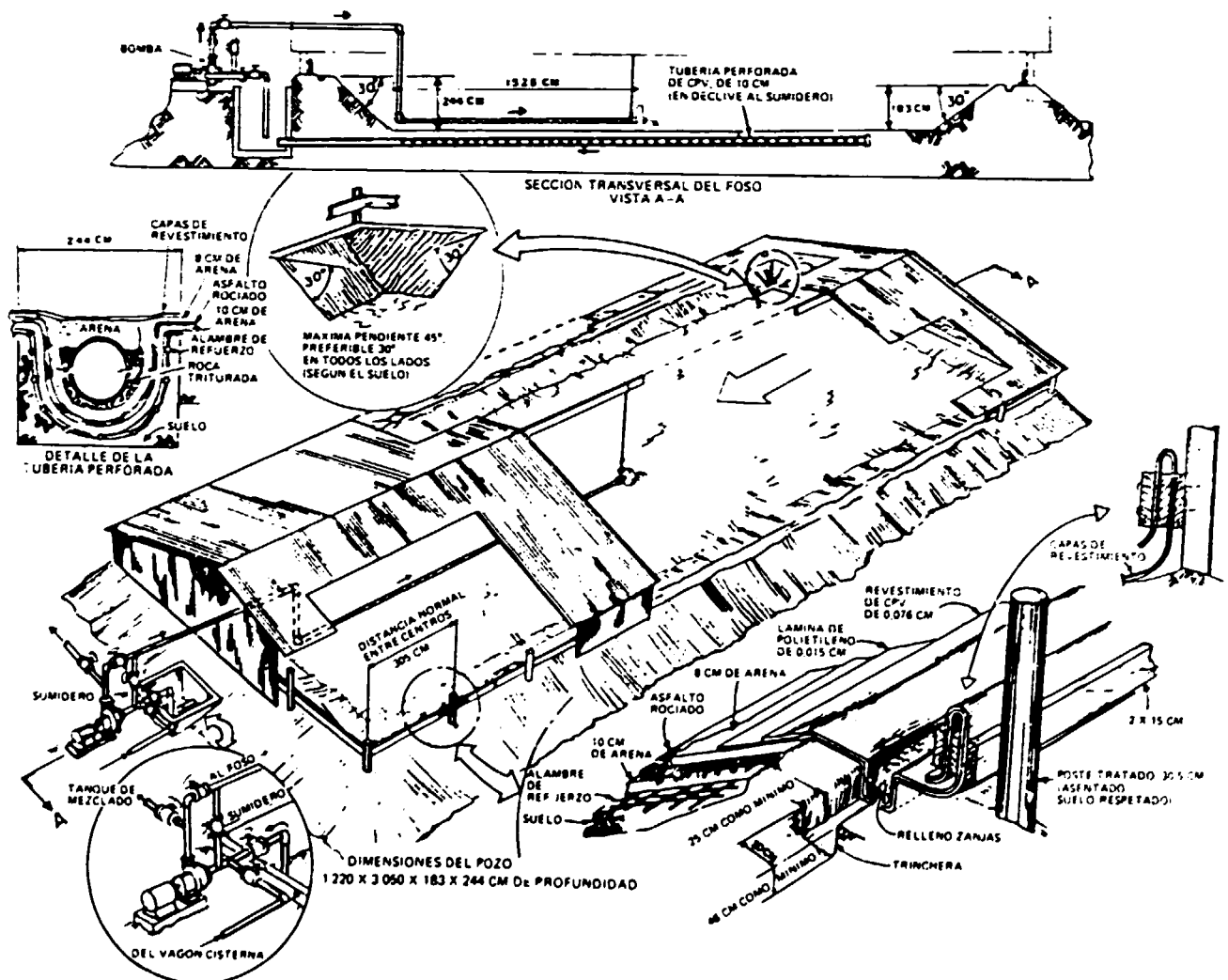
El material líquido que sigue en popularidad al amoníaco anhidro, para aplicación directa, son las soluciones de nitrógeno "sin presión". En los Estados Unidos, el consumo de estas soluciones viene aumentando más aprisa que el del amoníaco

anhidro. La cantidad total consumida en los Estados Unidos durante 1976 fue de unos 5.5 millones de toneladas (cifra que incluye la cantidad que se estima haberse utilizado para la producción de mezclas fluidas). Las razones que con más frecuencia se mencionan para explicar su creciente popularidad son las siguientes:

1. Con las soluciones de nitrógeno "sin presión", la manutención y la aplicación son más fáciles que con otras fuentes de nitrógeno, tales como el amoniaco o los nitratos sólidos.
2. Se pueden aplicar más uniformemente en el suelo que las fuentes de nitrógeno sólido.
3. Se pueden incorporar plaguicidas con las mezclas fluidas y aplicarlos al mismo tiempo que se aplican éstas, ahorrándose así una pasada por el campo de que se trate.

4. Las soluciones de nitrógeno "sin presión" pueden inyectarse e incorporarse a sistemas de riego.
5. Pueden transportarse mediante tuberías, barcas y ferrocarril. Los elementos de transporte son menos costosos que los que se requieren para el amoniaco anhidro y presentan menos riesgos.
6. Se pueden utilizar para el almacenamiento de este material instalaciones de bajo costo. Muchas veces se utilizan instalaciones como el almacenamiento en foso que se representa en la figura 12; y estas instalaciones cuestan menos que las que se han de utilizar para la mayoría de los otros materiales nitrogenados.
7. Las soluciones constituyen una excelente fuente de N suplementario para las mezclas NPK fluidas.

Figura 12. Foso terrero de almacenamiento, revestido de cloruro de polivinilo



8. El costo de producción es menor que el de la mayoría de las fuentes de nitrógeno sólidas.
9. Son más seguras de manejar que el amoníaco anhidro.

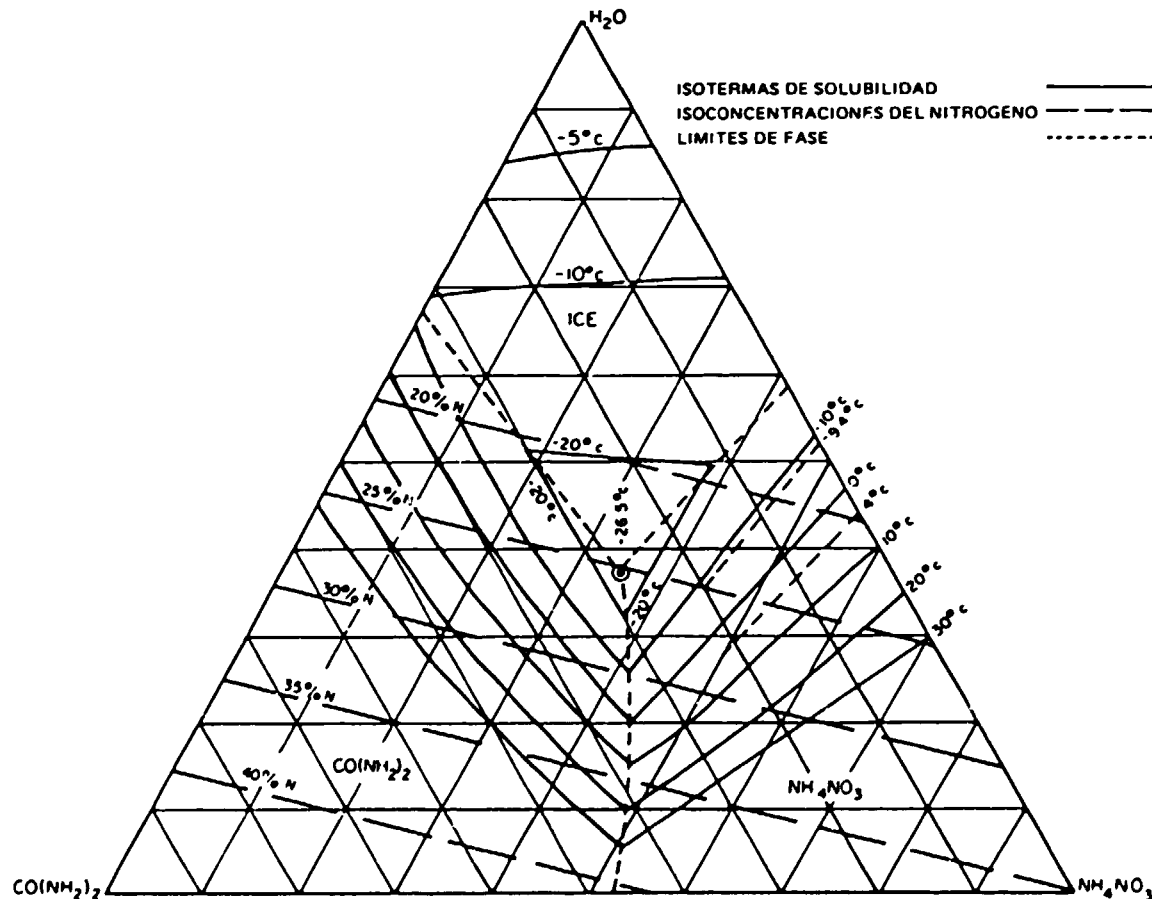
Estas soluciones de nitrógeno suelen producirse a partir de soluciones de urea y nitrato amónico más agua. Por lo general, contienen algún agente inhibidor de la corrosión y pueden almacenarse y utilizarse con equipo de acero dulce (acero al carbono). Las soluciones que más se venden en los Estados Unidos tienen tres concentraciones: 32%, 30% y 28% de N. Sus temperaturas de salificación varían directamente con la concentración del nutriente de la planta. En la figura 13 se muestra el diagrama de solubilidad del nitrato amónico, la urea y el agua; la máxima solubilidad de las sales en solución se obtiene cuando la relación entre el nitrógeno en forma de urea y el nitrógeno en el nitrato amónico es de 1.0 aproximadamente. En la tabla que sigue se indican algunas de las características físicas y químicas de las tres soluciones "sin presión" que normalmente se utilizan en los Estados Unidos:

CARACTERÍSTICAS FÍSICAS Y QUÍMICAS DE LAS SOLUCIONES DE NITRÓGENO "SIN PRESIÓN" UREA-NITRATO AMÓNICO [5]

Cantidad, %	28	30	32
Composición, en peso			
Nitrato amónico, %	40.1	42.2	43.3
Urea, %	30.0	32.7	35.4
Agua, %	29.9	25.1	20.3
Peso específico, 15.6 C (60 F)	1.283	1.303	1.32
Temperatura de salificación, C (F)	-18 (1)	10 (-15)	-2 (-28)

También se pueden utilizar soluciones con otras concentraciones; en Inglaterra se vende una solución con 26% de N cuya temperatura de salificación es de -25°C. En las zonas tropicales se pueden usar soluciones más concentradas; por ejemplo una solución de urea-nitrato amónico con 35% de N tendría una temperatura de salificación de unos 15°C. El agente inhibidor que con más frecuencia se utiliza para estas soluciones es el amoníaco anhidro, y se suelen añadir unos 5 kg de amoníaco por tonelada de producto, introdu-

Figura 13. Diagrama de solubilidad del conjunto nitrato amónico-urea-agua



ciéndolo como amoníaco libre, para ajustar el pH de la solución a un valor de 7.0. Otro agente inhibidor que ha resultado ser eficaz es el fosfato amónico. Sólo se requiere una pequeña cantidad de fosfato amónico para inhibir la solución. Por lo general se añade aproximadamente 0.2% de P₂O₅ como fosfato amónico. Este fosfato reacciona con el acero dulce del tanque formando sobre éste una capa de fosfato de hierro que impide que continúe la corrosión del tanque. Los agentes de inhibición que suelen utilizarse son los siguientes:

Inhibidor	Concentración
Amoníaco	0.5% (pH 7.0-7.5)
10-34-0	0.2% P ₂ O ₅
Tiocianato amónico (NH ₄ CNS)	0.2%
Arsenito sódico (Na ₂ HAsO ₃)	0.1%

Recientemente, varias compañías de los Estados norteamericanos de California, Nebraska y Washington han empezado a producir una solución de urea que contiene 18-19% N. Se produce a partir de urea en perdigones o granular y agua muy caliente (49°C o 120°F). Una compañía que produce aguz amoniacal utiliza el calor generado por la conversión del amoníaco anhidro en agua amoniacal para calentar el agua que se utiliza para producir la solución de urea. Esta compañía comunica que puede producir una carga de solución de 8 toneladas en una sola planta mezcladora constituida por un tanque mezclador por cargas con una bomba de recirculación de tamaño mediano (7.6 cm (3 pulgadas) de diámetro de escape). No se requiere más agitación que la de la recirculación. Se necesita aproximadamente una hora de tiempo total de mezclado para producir una carga de entre 8 y 10 toneladas. Los ensayos de campo de la solución efectuados con ayuda de unidades de riego por aspersión muestran que causa mucha menos combustión de hojas que la solución urea-nitrato amónico, que también se añadió utilizando el mismo tipo de equipo de riego. Además, ensayos efectuados en pequeña escala han puesto de manifiesto que hay mucha menos corrosión del acero dulce con la solución de urea que con la solución de urea-nitrato amónico que contiene un inhibidor. La mayor parte de las compañías declaran que es más económico comercializar la solución de urea que la solución de urea-nitrato amónico (28-32% de N), siempre que la urea se convierta en solución al nivel de venta al por menor y se venda a una distancia no superior a las 15 millas de la planta de mezclado. Informan que la principal desventaja de la solución de urea es su escaso contenido de N.

Otros países —entre ellos la India— han producido una cantidad limitada de solución de urea disolviendo en agua perdigones de urea. Según sus comunicaciones, en la solución queda

un pequeño depósito de material sólido si los perdigones de urea contienen, como agente para evitar las adherencias, algún material del tipo de la tierra de diatomeas. Ahora bien, este depósito es una pequeñísima cantidad de partículas diminutas que se deposita en el fondo del tanque y no causa problemas de aplicación. Cuando se utiliza urea acondicionada con formaldehído como agente antiaglomerante se forma una solución clara sin partícula alguna, porque la urea de metileno que se forma es también soluble en agua.

1. Producción de soluciones de urea-nitrato amónico

La producción de nitrato amónico y la de urea ya se han descrito en capítulos anteriores. Ambos materiales se producen inicialmente en forma de solución: el nitrato amónico, como solución al 75-85% y la urea, como solución al 70%, aproximadamente. Se requiere considerable gasto y mucha energía (aproximadamente 1 millón kcal/tonelada de N) para solidificar estas soluciones; por consiguiente, para la producción de una solución de urea-nitrato amónico es preferible evitar esta etapa. Por esta razón, la mayoría de las instalaciones para la producción en gran escala de tales soluciones están situadas en fábricas en las que se produzcan o bien nitrato amónico o urea (por lo general) o ambos productos.

Se utilizan los dos tipos de procesos de producción, es decir el de cargas y el continuo. Ambos son sencillos, y en cada uno de los procesos se miden las soluciones concentradas de urea y de nitrato amónico, se mezclan y luego se enfrían. La figura 14 representa, en esquema, un proceso discontinuo en el que se ha dispuesto un tanque, acoplado a una báscula, en el que se pesa y mezcla cada carga. Las soluciones se pesan en el tanque de mezclado: el agente inhibidor se pesa por separado y se añade al tanque de mezclado. Después de mezclado, el producto terminado se enfría. El proceso continuo es similar, con la excepción de que las soluciones de nitrógeno, agua y agente inhibidor se miden y alimentan continuamente a una tubería de mezclado similar al mezclador de la TVA representado en la figura 15. El fluido procedente de la cámara de mezclado se enfría y se bombea al depósito de almacenamiento.

La mayoría de los productores importantes utilizan el sistema continuo. Se ha comunicado la existencia de una de estas plantas con capacidad de 233,000 tpa, y que en el mismo emplazamiento se está construyendo una segunda unidad de capacidad similar. Estas plantas grandes suelen estar situadas en lugares en que se disponga de medios para el transporte por barcaza o tubería, o de ambos. En los Estados Unidos se dispone de una red de tuberías para el transporte de productos derivados del petróleo (gasolina, combustible diesel,

Figura 14. Planta para la producción discontinua de soluciones de nitrógeno

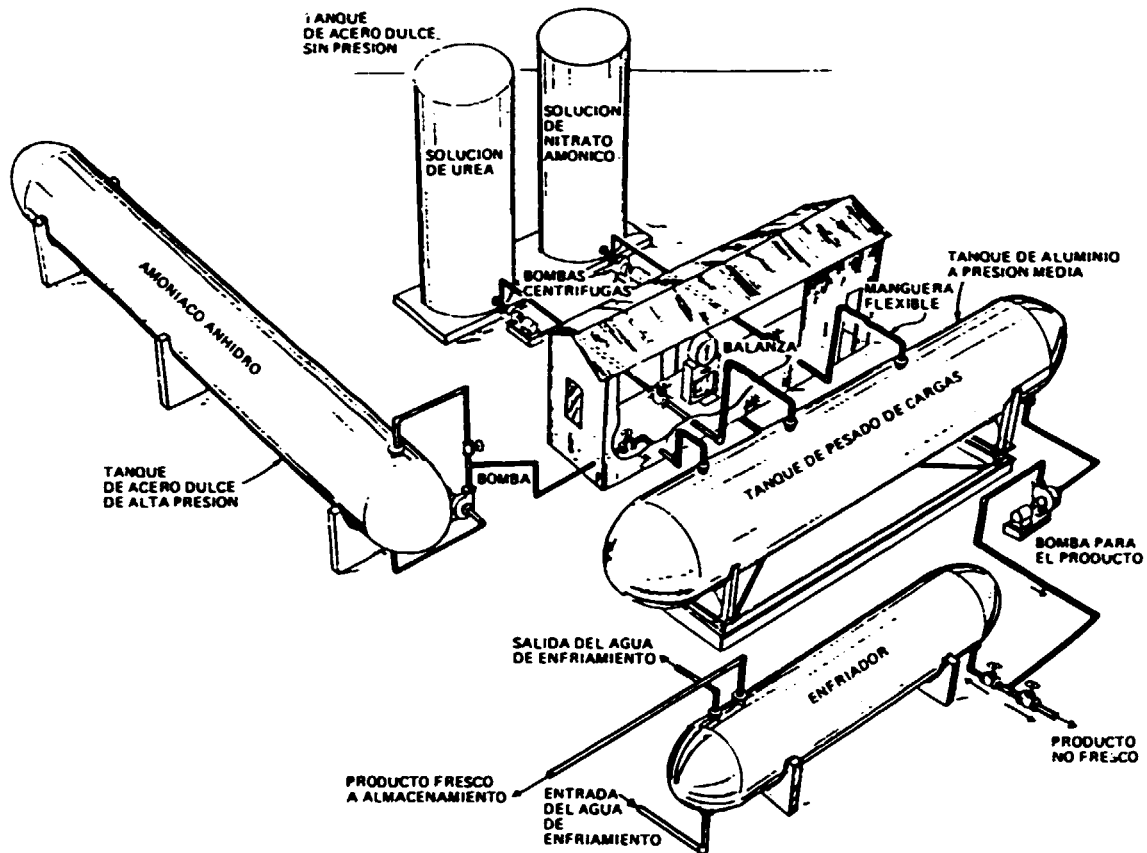
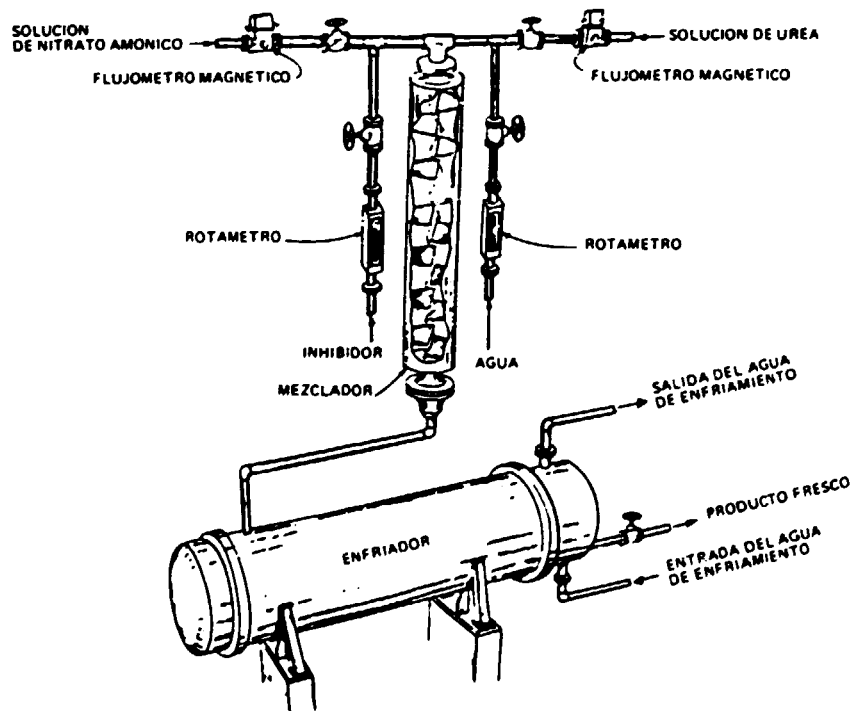


Figura 15. Planta de la TVA para la producción continua de solución de urea-nitrato amónico



etc.) y esta red se utiliza alternativamente para transportar soluciones de urea-nitrato amónico.

Recientemente ha suscitado cierto interés la producción de soluciones de nitrógeno a partir de nitrato amónico y urea en perdigones. Cuando la solución se produce a partir de estos materiales sólidos, suele obtenerse en un tanque de mezclado discontinuo, y se requiere agua muy caliente para reducir el tiempo necesario para la disolución de los materiales. Por lo general, se aporta el calor suficiente para que todos los materiales sólidos queden disueltos al final de un mezclado de 30 minutos. Para que el tiempo de mezclado no sea excesivo hay que contar con unos 75 kg de vapor saturado por tonelada. Este proceso es más costoso que el proceso en que se utilizan soluciones; sin embargo, puede ocurrir que, si se aplica alguna política especial de precios, resulte conveniente obtener la solución a partir de materiales sólidos. Recientemente, una compañía que explota un sistema de transporte de amoníaco por tubería y que dispone también de un terminal fluvial cercano a la tubería decidió que le resultaba económico producir solución de nitrato amónico muy caliente, a partir del amoníaco, en la misma tubería y mezclarla con urea en perdigones que se recibe por barcazas. Cuando se procede así, no se requiere agua caliente para disolver la urea ni enfriamiento para la solución de nitrógeno, puesto que el calor aportado por la solución de nitrato amónico caliente compensa el calor negativo de solución de la urea. Esta compañía encuentra más económico producir soluciones en puntos distantes de la planta de amoníaco porque el amoníaco anhidro y la urea (con 82 y 46% de N) se transportan más económicamente que las soluciones (28-32% de N). También se utiliza un sistema similar en una planta de Inglaterra [6].

2. Aplicación y uso

La mayoría de las soluciones de nitrógeno se utilizan para aplicación directa; de todos modos, la cantidad que se utiliza para producir mezclas fluidas es importante. La mayor parte de las mezclas fluidas se utilizan para su aplicación a voleo utilizando diversos tipos de boquillas. Hay quien prefiere utilizar para la aplicación una boquilla tipo abanico para aplicar mezclas de herbicidas en soluciones de nitrógeno. Quienes han optado por este enfoque informan que han recibido una respuesta uniforme al N y un comportamiento uniforme en cuanto a la eliminación de las malas hierbas. En cambio hay quien comunica que cuando se utilizan estas boquillas y sopla el viento el fertilizante se dispersa demasiado. Estos últimos usuarios prefieren aplicar la solución mediante las boquillas llamadas de anega-

miento, que emiten gotas del mismo tamaño, aproximadamente, que una gota de lluvia. Con este sistema, apenas hay desvío del fertilizante, o no lo hay en absoluto. Además, se logra una aplicación uniforme a todo lo largo del frente de avance.

Los vehículos utilizados para aplicar a voleo las soluciones de nitrógeno varían en tamaño desde los de tipo pequeño que son arrastrados por el tractor del agricultor (figura 16) hasta los grandes dispositivos de aplicación autopropulsados de alta flotación (figura 17). Con los de alta flotación se reduce a un mínimo la compactación del suelo durante la aplicación del fertilizante, lo que permite aplicar éste durante los periodos húmedos. Estos aplicadores de gran tamaño son capaces de aplicar una cantidad suficiente de solución de fertilizante a razón de 0.71 ha (1.75 acres) por minuto.

Las soluciones de nitrógeno "sin presión" se añaden mediante diversos tipos de sistemas de riego, tales como el de goteo, aspersión, tubería con orificio de inyección, y zanja. Respecto de esta práctica, se ha dicho a veces que es como "alimentar a cucharadas" al cultivo, porque la

Figura 16. Aplicador remolcado para fertilizantes fluidos

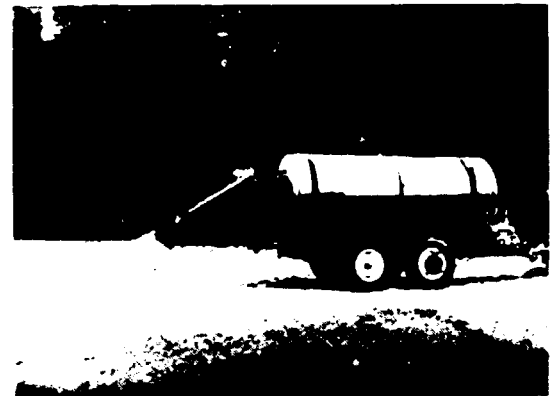
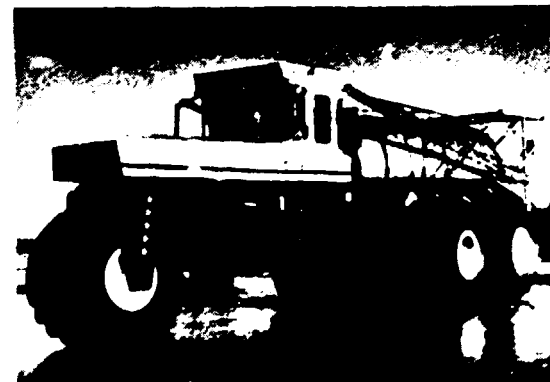


Figura 17. Aplicador de alta flotación, de cinco ruedas



solución se añade con el agua de riego varias veces durante la campaña o, en el caso del riego por goteo, continuamente. El aparato que se utiliza para alimentar estas soluciones a la unidad de riego suele consistir en un tanque de depósito y una bomba medidora de pistón. La cadencia de aplicación se varía modificando la longitud de la carrera del pistón y el número de golpes por minuto de la bomba.

Algunas de las soluciones se mezclan con otros líquidos claros, como el 10-34-0, el 11-37-0 y la potasa para producir mezclas líquidas claras. Son calidades muy corrientes la 8-8-8, la 21-7-0 y la 12-4-4. La figura 18 representa una planta típica de mezcla de líquidos con este fin (planta de mezcla en frío). Las soluciones de nitrógeno se utilizan también en combinación con materiales básicos en suspensión, tales como el 11-30-0 o el 13-38-0 (que contiene un 1.5% de arcilla de gelificación) y potasa para producir mezclas tales como la 20-10-10, la 14-14-14 y la 24-8-8. También se utilizan —en combinación con el ácido fosfórico— el amoníaco y la potasa para producir fluidos por el proceso de mezcla en caliente.

D. Agua amoniacal

No está ni mucho menos tan extendida como el amoníaco anhidro pero va cobrando popularidad porque es menos peligrosa de usar que aquél. La solución de agua amoniacal que más se utiliza contiene un 20% de N y no ejerce presión manométrica efectiva alguna a temperaturas inferiores a 36°C (97°F). Por consiguiente, el agua amoniacal de este nivel de concentración puede por lo general utilizarse en tanques de almacenamiento cubiertos, sin presión. Por lo general, estos tanques están contruidos para resistir presiones de 0.35 kg/cm² (5 psig) y van dotados de válvulas de presión y de válvulas de seguridad de vacío. Estas válvulas están reguladas de forma que se abran al llegar a 1.051 y 0.991 atmósferas de presión absoluta.

El agua amoniacal se suele producir en centros de distribución cercanos al mercado, en plantas de tipo continuo similares a la que se representa en la figura 19 [7]. En una cámara de mezclado sencilla de tubería se mezclan el amoníaco anhidro, el agua y agua amoniacal enfriada

Figura 18. Planta de mezclado de fertilizantes líquidos

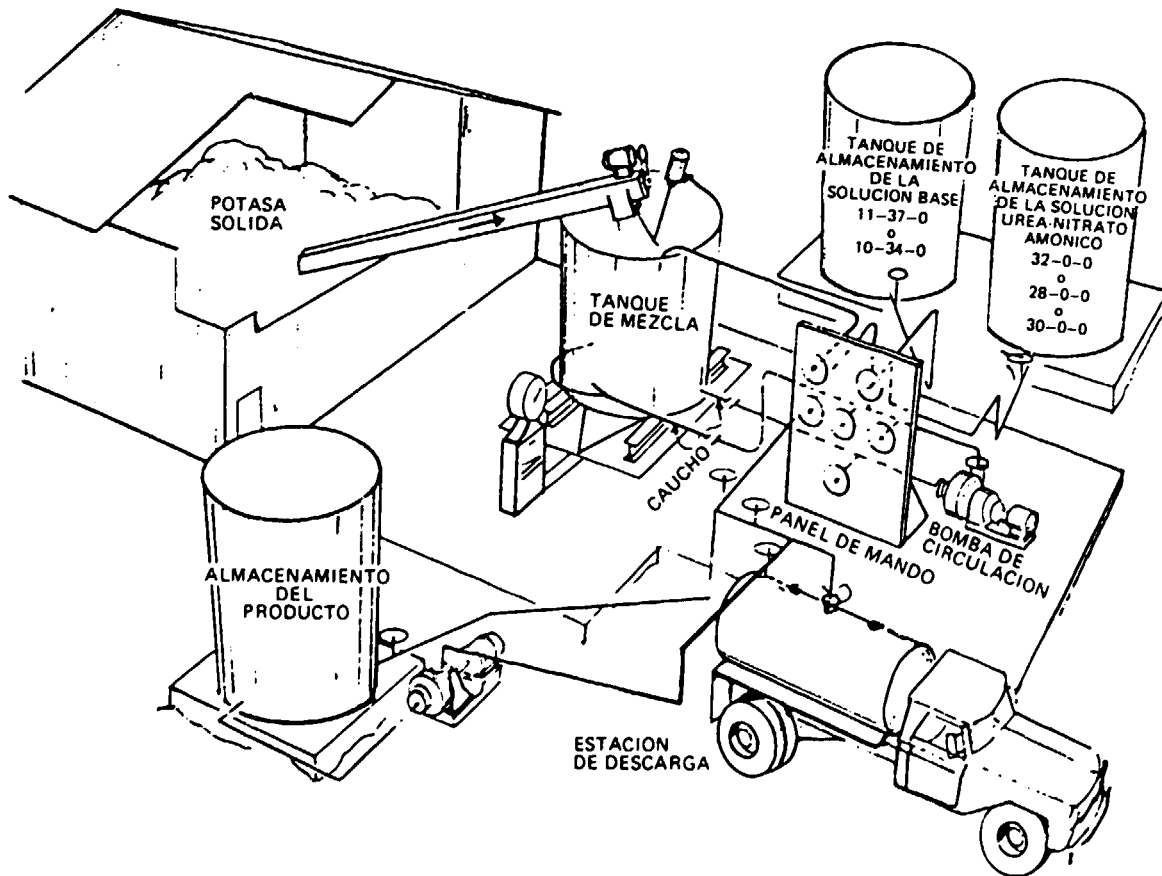
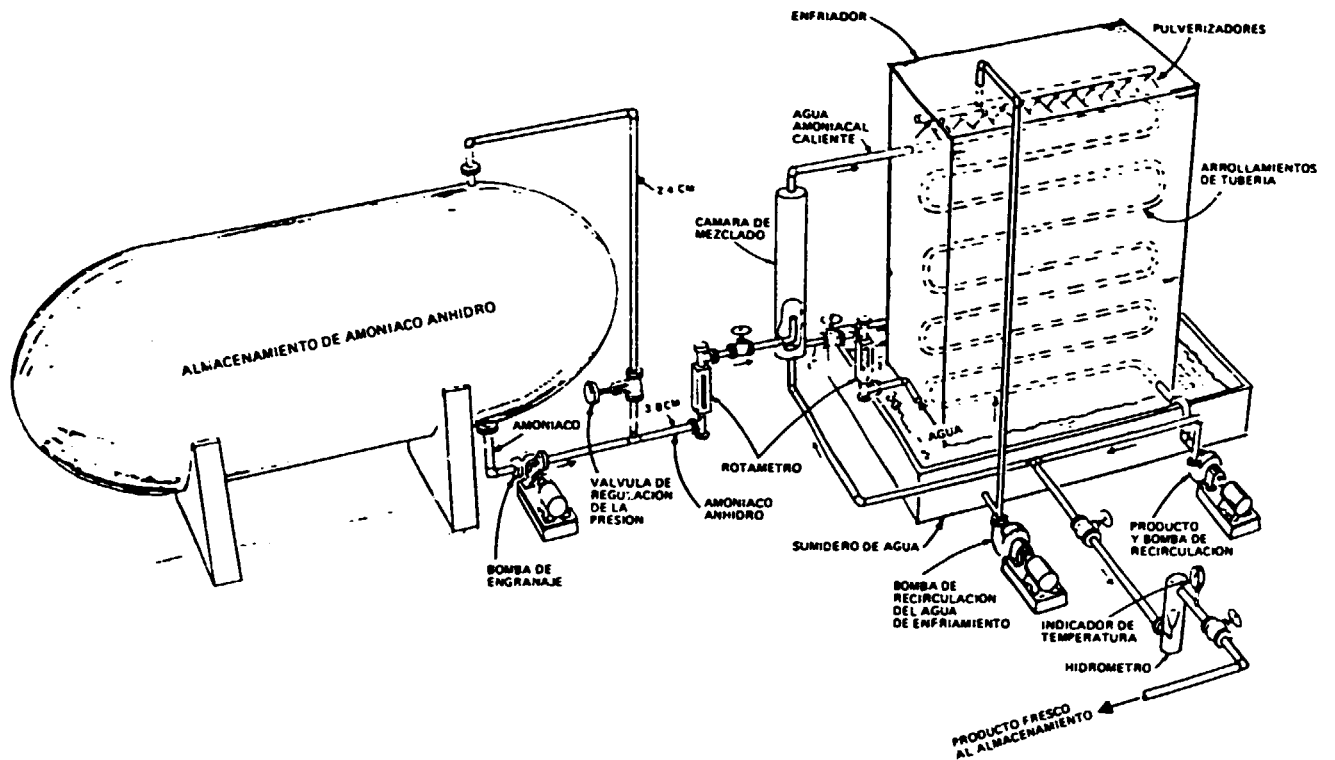


Figura 19. Convertidor continuo de amoníaco

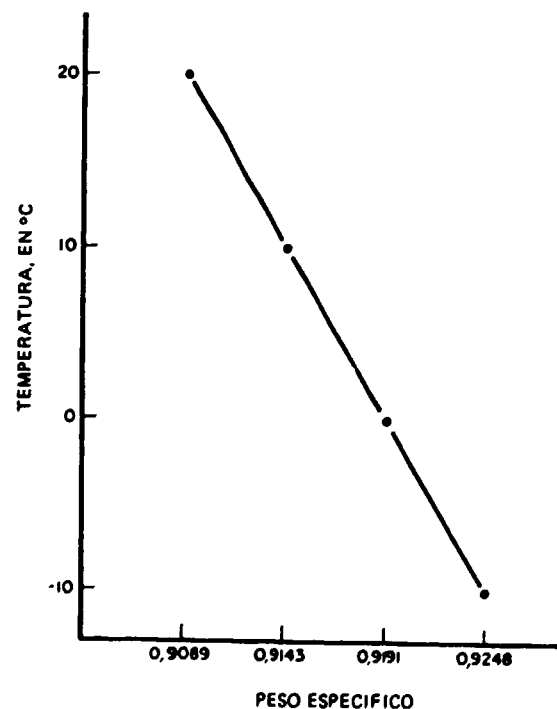


reciclada. Se añade agua suficiente para ajustar el peso específico del líquido al del agua amoniacal con 20% de N.

En la curva de la figura 20 se indica cuál es este peso específico a diversas temperaturas. Con este tipo de planta, el amoníaco anhidro de un vagón-cisterna de 50 toneladas puede convertirse normalmente en 206 toneladas de agua amoniacal en unas 5-8 horas. La velocidad de conversión depende del tamaño del enfriador con que cuenta la planta.

Como el agua amoniacal tiene baja presión de vapor, no hay que inyectarla en el suelo hasta tanta profundidad como el amoníaco anhidro. La mayor parte de los usuarios han encontrado que no sufren excesivas pérdidas de amoníaco si inyectan el agua amoniacal a unos 7,6-12,7 cm (3-5 pulgadas) bajo la superficie del suelo. Esto es aproximadamente la mitad de la profundidad de inyección que se requiere para el amoníaco anhidro. Los aplicadores utilizados para aplicar el agua amoniacal son similares a los que se emplean para el amoníaco anhidro en el sentido de que también llevan cuchillas de inyección; ahora bien, como estas cuchillas se desplazan a menos profundidad, se requiere mucha menos energía para arrastrarlas. Además, el agua amoniacal se puede aplicar mucho más deprisa que el

Figura 20. Relación entre el peso específico y la temperatura del agua amoniacal con 20% de N (referida a 4°C)



amoníaco anhidro porque no se requiere su inyección profunda. Muchos usuarios han encontrado que pueden aplicar el agua amoniacal de paso que efectúan otras labores, como la arada ordinaria, la arada con discos, etc., sin sufrir grandes pérdidas de amoníaco.

E. Soluciones con presión

En los Estados Unidos se han utilizado muchas soluciones con presión diferentes. Por lo general, se obtienen a partir de una combinación de amoníaco y nitrato amónico o urea o ambos. Todas las soluciones contienen agua; sin embargo, algunas de ellas apenas tienen el 0,5%. En el cuadro 1 se muestran algunas de las características químicas y físicas de las soluciones acuosas de nitrato amónico más normales y que más se han utilizado en los Estados Unidos; y en el cuadro 2 se dan los mismos datos para soluciones de amoníaco, nitrato amónico-urea, y amoníaco-urea [5].

Estas soluciones se producen en la misma planta de tipo discontinuo utilizada para producir la solución de urea-nitrato amónico "sin presión" (figura 14). El tanque discontinuo utilizado para la producción de estas soluciones se suele construir de forma que resista presiones de hasta 5,3 kg/cm² (75 psig). Para la producción de estas soluciones se utiliza el mismo procedimiento de mezclado que se aplica a las soluciones "sin presión", con la diferencia de que el amoníaco anhidro es un ingrediente extra que hay que añadir, y los sistemas de tuberías tienen que construirse de forma que resistan presiones de 5,3 kg/cm².

Empleo de las soluciones de nitrógeno con presión

Aunque hay comunicaciones sobre el empleo de soluciones de presión para aplicación directa, estas soluciones se utilizan primordialmente como fuente de nitrógeno y amoníaco para su uso en plantas de granulación y amonificación a fin de obtener fertilizantes compuestos. El amoníaco

CUADRO 1. SOLUCIONES DE AMONIACO-NITRATO AMONICO

Número de la solución ^a	%				Peso específico a 16°C	Presión efectiva kg/cm ² a 40°C	Temperatura de salificación	
	Total de N	NH ₃ libre	NH ₄ NO ₃	H ₂ O			F	°C
448(25-69-0)	44,8	25,0	69,0	6,0	1,124	1,20	6	-14
471(30-64-0)	47,1	30,0	64,0	6,0	1,103	1,90	-32	-36
466(25-74,5-0)	46,6	25,0	74,5	6,0	1,150	2,04	5	-15
490(34-60-0)	49,0	34,0	60,0	6,0	1,042	3,37	-52	-47
414(19-74-0)	41,4	19,0	74,0	7,0	1,186	0,56	64	18
440(28-60-0)	44,0	28,0	60,0	12,0	1,083	1,76	-36	-38
370(16,6-66,8-0)	37,0	16,6	66,8	16,6	1,182	0,07	48	9
410(26,3-55,5-0)	41,0	26,3	55,5	18,2	1,079	1,20	-25	-32
452(29,9-59,0-0)	45,2	29,9	59,0	11,1	1,070	1,83	-27	-33
452(26-68-0)	45,17	26,0	68,0	6,0	1,12	1,97	6	-14

^aEl número de la solución corresponde a una clave, siendo el primer número el porcentaje del total de N (en décimas de 1%), los números entre paréntesis son los porcentajes de amoníaco libre, nitrato amónico y urea, respectivamente

CUADRO 2. SOLUCIONES DE AMONIACO-NITRATO AMONICO-UREA Y DE AMONIACO-UREA

Número de la solución ^a	%					Peso específico a 16°C	Presión efectiva kg/cm ² a 40°C	Temperatura de salificación	
	Total de N	NH ₃ libre	NH ₄ NO ₃	Urea	H ₂ O			F	°C
449(28-40-15)	44,0	28,0	40,0	15,0	17,0	1,052	1,97	1	17
444(25-55-10)	44,5	25,0	55,0	10,0	10,0	1,108	1,55	-23	-31
450(27-50-12)	45,2	26,7	50,0	12,0	11,3	1,085	2,11	8	22
490(33-43-13)	49,1	33,5	44,0	13,0	9,5	1,020	3,80	26	32
495(37-40-11)	49,5	37,0	40,0	11,0	12,0	1,039	4,22	50	46
515(40-40-10)	51,6	40,0	40,0	10,0	10,0	0,983	5,48	3	19
370(25-0-35)	37,1	25,0	—	35,3	23,3	1,090	1,69	34	1
450(37-0-32)	45,0	36,6	—	32,0	31,4	0,929	3,80	17	8

^aEl número de la solución corresponde a una clave, siendo el primer número el porcentaje del total de N (en décimas de 1%), los números entre paréntesis son los porcentajes de amoníaco libre, nitrato amónico y urea, respectivamente

libre de las soluciones reacciona con los superfosfatos y ácidos que también se añaden al granulador. Estas soluciones proporcionan además nitrógeno suplementario, en forma de nitrato amónico y/o urea para producir calidades ricas en nitrógeno. El granulador suele ser de tipo rotativo, como el de la TVA, en el cual las soluciones de nitrógeno se añaden por debajo del lecho rotatorio de material. La reacción del amoníaco con otros materiales hace que suficiente calor y fase líquida se añadan al granulador para que las partículas de mayor tamaño se aglomeren en gránulos del tamaño deseado que ofrecen excelentes propiedades de almacenamiento, aplicación uniforme y aceptación por el consumidor. A veces se añade vapor para promover la granulación. La solución de uso más extendido entre las de este tipo es una que contiene 44,8% de N total, 25% de NH_3 libre, 69% de NH_4NO_3 , y 6% de H_2O . Las soluciones que siguen en popularidad en el uso a ésta contienen 47,1% de N total, 30% de NH_3 libre, 64% de NH_4NO_3 , y 6% de H_2O . Estas soluciones se han utilizado para producir fertilizantes compuestos tales como el 15-15-15, el 16-8-8, etc., en las plantas de amonificación-granulación; sin embargo, la tendencia en los Estados Unidos es a sustituirlas por el amoníaco anhidro. De los fertilizantes compuestos se tratará en el capítulo XIX, en el cual se hablará del uso de las soluciones de nitrógeno, amoníaco anhidro y ácidos. También en ese capítulo se tratará de los aspectos referentes al cálculo de los valores de calor de reacción y de la fase líquida de las formulaciones de granulación que mejor granulación proporcionan en las plantas ordinarias de granulación en que se usa el granulador amonificador de la TVA.

Estas soluciones de nitrógeno vienen siendo sustituidas por el amoníaco anhidro porque las plantas de amonificación-granulación disponen del amoníaco anhidro con facilidad a un costo inferior al de las soluciones de nitrógeno. Por consiguiente, la mayoría de las plantas de granulación utilizan ahora cantidades mucho mayores de ácido sulfúrico y de ácido fosfórico para fijar el amoníaco que se usa en las fórmulas. Además, muchas de las soluciones de nitrógeno se vienen sustituyendo por sulfato amónico subproducto. Recientemente, algunas compañías han reemplazado las soluciones de nitrógeno con urea de bajo costo. Por lo general, la urea y el amoníaco anhidro se pueden servir a las plantas de amonificación-granulación a un costo más bajo que las soluciones de nitrógeno, y por ese motivo se prevé que estas soluciones irán perdiendo popularidad en lo futuro como fuente de suministro, tanto de amoníaco como de nitrógeno, para las plantas de granulación.

Además de las soluciones indicadas en los cuadros 1 y 2, hay una solución de amoníaco y urea a baja presión que se ha producido en

Europa y se ha expedido al Brasil para su uso en plantas de granulación [8]. Esta solución no ejerce presión efectiva alguna mientras su temperatura se mantenga por bajo de unos 35 C (95 F); y a 41 C (105 F) ejerce una presión efectiva que se estima ser de tan sólo 0,35 kg/cm² (5 psig). La solución contiene un 33% de N, 16% de amoníaco libre, 44% de urea, y 40% de agua.

La compañía brasileña que recibió esta solución encontró que podía almacenarla sin peligro en un tanque de almacenamiento de presión normal que antes se utilizaba para almacenar crudos de petróleo. No se perdió nada de amoníaco de la solución cuando la superficie del líquido contenido en el tanque se recubrió con varias pulgadas de petróleo en bruto. Esta solución se utilizó para obtener productos granulares en una planta de granulación que contenía un granulador rotativo y uno de bandeja. La experiencia de esta compañía demostró que, probablemente, esta solución podría utilizarse en los países en desarrollo.

F. Resumen

Los materiales nitrogenados líquidos (amoníaco anhidro o agua amoniacal y soluciones de nitrógeno) son fuentes importantes de nitrógeno en los Estados Unidos, el Canadá, México y Dinamarca; son fuentes importantes y crecientes en varios otros países. Aproximadamente el 60% del N que se aplica en los Estados Unidos se aporta en formas fluidas. La popularidad de estos materiales ha aumentado porque son una de las fuentes de nitrógeno más económicas. Además, su fabricación requiere menos consumo de energía que la de los productos sólidos. Las soluciones "sin presión" son las que tienen mayor índice de crecimiento de uso, por la facilidad con que se manipulan, almacenan y aplican. Encuentran especial aceptación para la aplicación con el agua de riego. Además, constituyen excelentes vehículos para el transporte de productos plaguicidas y micronutrientes y se utilizan como fuente de nitrógeno suplementario para las mezclas fluidas. Las soluciones de presión mediana de amoníaco-nitrato amónico y amoníaco-nitrato amónico-urea parecen ir perdiendo popularidad como fuente de amoníaco y de nitrógeno para la producción de fertilizantes granulares compuestos en plantas de amonificación-granulación. Están siendo reemplazadas por el amoníaco anhidro y por materiales nitrogenados sólidos.

Algunos de los países en desarrollo han empezado a utilizar soluciones de nitrógeno de baja presión, y algunos países asiáticos y latinoamericanos han mostrado considerable interés por la aplicación del amoníaco anhidro o del agua amoniacal u otros líquidos.

Referencias

1. U.S. Department of Agriculture. 1977. *Commercial Fertilizers: Consumption for the Year Ended June 30, 1977*. Washington, D.C.
2. Tennessee Valley Authority. 1970. *Application of Fluid Fertilizers*. TVA Circular Z-6, Muscle Shoals, Alabama.
3. Achorn, F. P. *et al.* 1977. "Latest Techniques in Application of Anhydrous Ammonia". Paper presented at TVA Fertilizer Conference, July 26-27, 1977, Kansas City, Missouri.
4. Agricultural Ammonia Institute. 1969. *Agricultural Anhydrous Ammonia Operator's Manual*. Reprint No. M-7-1969, 48 pages. Memphis, Tennessee (this organization is now consolidated with The Fertilizer Institute, Washington, D.C.).
5. National Fertilizer Solutions Association. 1967. *Liquid Fertilizer Manual*. Peoria, Illinois.
6. Palgrave, D. A. 1978. "Recent Liquid Fertilizer Developments in Britain". *Fertilizer Solutions*, 22:108-112.
7. *Ammonia*. Spencer Chemical Co., Kansas City, Missouri (this company was later consolidated with Agrico Chemical Company).
8. Achorn, F. P. and Owen W. Livingston. 1972. "Ammonia-Urea Solution for Ammoniation-Granulation in Brazil". TVA Bulletin Y-45 (prepared for AID). Tennessee Valley Authority, Muscle Shoals, Alabama.

XI. Factores de interés para la elección entre fertilizantes nitrogenados

A. Introducción

Cuando hay que elegir qué fertilizante o fertilizantes nitrogenados conviene producir y comercializar, lo que normalmente se trata, o debe tratarse, de determinar es con qué productos podrá obtenerse el máximo aumento del valor del cultivo por dólar gastado. No es problema fácil, pues hay que estimar el costo de la fabricación o la obtención de los productos, el costo de su comercialización y distribución, la eficiencia agronómica de los productos alternativos y el valor de la producción agrícola adicional. La solución puede variar según los cultivos o las regiones de que se trate. Con frecuencia hay que buscar un punto de compromiso entre el costo de la fabricación y distribución por una parte y la eficacia agronómica por otra. Para decidir la cuestión de si conviene o no suministrar nitrógeno en dos o más formas a fin de atender exigencias diversas ha de considerarse si los beneficios adicionales compensan del costo adicional, si es que lo hay. Finalmente, es preciso decidir si se deben producir solamente fertilizantes nitrogenados sin mezcla o se debe producir también nitrógeno en forma de fertilizantes compuestos. La mayoría de los países han encontrado útil contar con ambos tipos.

B. Consideraciones agronómicas

Se dice a veces que todos los fertilizantes nitrogenados son igualmente eficaces cuando se utilizan correctamente. Esto no es totalmente cierto, salvo que se califique de uso correcto el hecho de evitar algunos tipos de usos para los que ciertos productos resultan, indefectiblemente, poco eficaces. Más pertinente es, quizá, considerar cómo van a usarse los productos. Es muy difícil cambiar los hábitos o las prácticas de gran número de agricultores; es más, el cambio puede resultar antieconómico si las prácticas propuestas entrañan gastos en equipo que el pequeño agricultor no puede permitirse. Por lo tanto, para determinar la eficacia de los fertilizantes conviene contar más bien con la forma en que los agri-

cultores van probablemente a utilizarlos que con la forma en que deberían utilizarse para lograr la eficacia máxima.

Los fertilizantes nitrogenados pueden clasificarse en tres grupos según las formas en que se presente el nitrógeno: amoniacal, nitrato o alguna mezcla de estos dos. Cabría añadir un cuarto grupo: el de los compuestos orgánicos complejos. Los fertilizantes orgánicos naturales no caen dentro del ámbito del presente manual; y, con excepción de la urea, los compuestos orgánicos sintéticos se examinarán por separado al tratar de los fertilizantes de difusión regulada (capítulo XXI).

Los fertilizantes amoniacales son el amoníaco anhidro, el agua amoniacal y las sales amónicas: sulfato, fosfatos, cloruro, y carbonato o bicarbonato. Se incluye en este grupo a la urea, ya que se transforma fácilmente en el suelo, por hidrólisis, en carbonato amónico.

Los fertilizantes nitrato son el nitrato sódico, el potásico y el cálcico. Los fertilizantes que contienen mezclas de fertilizantes amoniacales y fertilizantes nitrato son principalmente el nitrato amónico y diversas combinaciones que lo contienen, tales como la solución de nitrato amónico-urea, el nitrofosfato amónico, etc.

Hay algunas características que son comunes a todos los fertilizantes del grupo de los amoniacales. La mayoría de las plantas (con la notable excepción del arroz) no pueden utilizar con eficiencia el nitrógeno amoniacal; así pues, para la mayoría de los cultivos, la utilización depende de la conversión del nitrógeno amoniacal en nitrato en el suelo. Esta conversión se opera mediante una serie de procesos microbiológicos y, en los suelos calientes, suele ser muy rápida. Ahora bien: la reacción requiere oxígeno y no puede tener lugar si se corta el aporte de aire al suelo, como ocurre, por ejemplo, en los campos anegados. La velocidad de nitrificación disminuye con la temperatura del suelo y, cuando ésta baja a 10 C o menos, puede decirse que la reacción cesa. Por este motivo, en los climas fríos se prefieren los fertilizantes que contienen por lo menos algo de nitrato para las plantas que han de crecer bastante al comienzo de la primavera, cuando las tempera-

turas del suelo son bajas. En cambio, en el caso de muchas plantas de las que se cultivan en fincas de labranza —como el maíz y el algodón— que no germinan, o no crecen, en suelos fríos, la velocidad de nitrificación no será, probablemente, factor limitativo.

El nitrógeno amoniacal es absorbido por los coloides del suelo y, por lo tanto, resiste la lixiviación. Dada la rapidez con que se opera la nitrificación en la mayoría de las situaciones agrícolas, esta ventaja resulta fugaz y, por ende, relativamente poco importante. Pero hay dos excepciones notables:

1. Cuando se dispone un fertilizante amoniacal en la zona reductora (anaerobia) de un suelo anegado, conserva la forma amoniacal y, por lo tanto, será resistente a la lixiviación mientras la zona siga siendo anaerobia. Como la planta del arroz puede utilizar con eficiencia el nitrógeno amoniacal, esta situación proporciona a los agricultores arroceros una valiosa oportunidad de minimizar las pérdidas de nitrógeno por lixiviación o volatilización.
2. Como el nitrógeno amoniacal no se nitrifica en suelos fríos, se puede aplicar a finales de otoño para fertilizar los cultivos que han de plantarse en primavera, sin peligro de sufrir pérdidas por lixiviación durante el invierno, en los climas en que la temperatura del suelo se mantiene por bajo de los 10°C durante el invierno. Esta situación permite a los agricultores aprovechar los casos de precios bajos o de abundancia de suministros de fertilizantes que puedan darse durante el otoño y aplicar el fertilizante en una época en que no están tan atareados como cuando llega, en primavera, el momento de plantar.

Cuando se aplica en superficie, el nitrógeno amoniacal está expuesto a pérdidas por volatilización del amoniaco, pérdidas que son más o menos serias según el tipo de fertilizante, el pH del suelo, la temperatura, etc. El amoniaco anhidro se volatilizaría inmediatamente si se aplicase en la superficie del suelo, por lo cual hay que alojarlo, por inyección, a una profundidad no menor de 10 cm, para evitar fuertes pérdidas. Lo mismo cabe decir del agua amoniacal a la concentración corriente (25% de NH_3). En cambio, el agua amoniacal diluida (5% de NH_3) puede aplicarse en superficie, en algunos suelos, sin sufrir pérdidas serias. La urea aplicada en superficie puede sufrir pérdidas entre moderadas y fuertes, sobre todo en los climas calientes y húmedos o en los suelos calcáreos. En el caso del arroz anegado, la pérdida de amoniaco por aplicación superficial de la urea depende del pH

del agua que recubre los campos más que del pH del suelo. Cuando se aplica urea en la superficie de suelos no anegados, la pérdida de amoniaco depende de la velocidad de transformación hidrolítica de la urea en amoniaco y dióxido de carbono, y puede evitarse en gran medida haciéndola entremezclarse bien con el suelo no mucho después de la aplicación, o bien si llueve, o se riegan los campos, oportunamente.

Con el bicarbonato amónico se está expuesto a sufrir serias pérdidas de amoniaco, salvo que se entremezcle bien con el suelo. Otras sales amoniales están relativamente exentas de problemas de pérdida de amoniaco; de todos modos, puede haber pérdidas apreciables en la aplicación en superficie cuando se trate de suelos muy alcalinos o anegados con aguas alcalinas, especialmente en el caso de fosfato diamónico e incluso en el del sulfato amónico.

Todo fertilizante amoniacal es formador de ácidos, pero el sulfato y el cloruro amónicos son los que más se destacan, ya que tanto el nitrógeno como el anión contribuyen a acidificar el suelo. (Las características de formación de ácidos o de bases de los fertilizantes se discuten en el capítulo XXII.) La propiedad de formar ácidos puede ser una ventaja para el empleo en suelos alcalinos o cuando se trata de cosechas que requieren suelos ácidos (como el té). En otros casos, la acidez será probablemente una desventaja, pues a la larga el suelo puede tornarse tan ácido que quede inútil para uso agrícola salvo que se corrija mediante la aplicación de caliza.

El valor del anión de la sal amónica ha de tomarse en consideración. Esto se aplica en particular a los fosfatos amónicos, que suelen considerarse como fertilizantes fosfatados, ya que su relación, en peso, entre N y P_2O_5 oscila entre 1:5 para el MAP y el 2:5 para el DAP. Sin embargo, pueden aportar económicamente una cantidad considerable de nitrógeno, como se indicará en el capítulo XVII, y deben tenerse en consideración llegado el momento de planear el aporte de nitrógeno. Al sulfato amónico se le aprecia con frecuencia por su contenido en azufre, ya que está muy extendida la carencia de este elemento (véase el capítulo XX). Sin embargo, su relación S:N es muy superior a la necesaria en la mayoría de las situaciones, por lo que con frecuencia se utiliza como ingrediente de fertilizantes compuestos más que como fertilizante nitrogenado sin mezcla. El contenido en cloro del cloruro amónico es beneficioso en raros casos (véase el capítulo VIII) pero más bien es perjudicial para algunos cultivos y suelos. Se lixivia rápidamente en los suelos bien regados, y no se considera perjudicial en la mayoría de los casos, salvo en relación con determinados cultivos que son especialmente vulnerables a su acción o en

situaciones en que la acumulación de cloruro en el suelo plantea un problema (por ejemplo, en suelos semiáridos).

Los nitratos suelen ser agrónomicamente eficaces y preferibles para algunos cultivos (tabaco) o para obtener una respuesta rápida en suelos frescos. Los nitratos se lixivian con facilidad en ciertos suelos en condiciones de fuertes lluvias o riegos intensos. Como ya se ha indicado, el nitrógeno amoniacal se transforma rápidamente en nitrato en la mayoría de las situaciones, por lo que sólo en ciertas condiciones se puede atribuir alguna ventaja o desventaja concretas a la forma nitrato. Desde luego, los nitratos no plantean problemas de pérdida de amoníaco. En los suelos anegados o encharcados, puede ocurrir que el nitrógeno que aparece en forma de nitrato se reduzca (por "desnitrificación") primero a nitrito y luego a N_2 , N_2O , o NO , con lo que se pierde a la atmósfera. Por esta razón, se considera en general que los nitratos no son adecuados a la aplicación por debajo de la superficie en arrozales anegados.

Los nitratos de sodio, de calcio y de potasio tienen en el suelo una reacción básica que resulta ventajosa en el caso de los suelos ácidos. El contenido en sodio del nitrato sódico puede ser útil para elevar el rendimiento de algunos cultivos, pero también puede ser una desventaja para los suelos que ya tienen demasiado sodio. El nitrato cálcico encuentra aplicación en los suelos salinos, ya que el calcio reemplazará al sodio adsorbido en la arcilla, lo que permite que el sodio quede eliminado por lavado. La principal desventaja de los nitratos cálcico y sódico es su baja concentración (15-16%). El nitrato potásico suele considerarse como fertilizante potásico (13-0-44), y sus ventajas se discutirán en el capítulo XVIII. Sin embargo, también es apreciado por su contenido en nitrógeno en forma de nitrato que se puede usar en algunos fertilizantes de aplicación especial, como son los utilizados para abonar los tabacales.

El nitrato amónico contiene tanto nitrógeno amoniacal como nitrógeno nitrato en cantidades iguales y, por lo tanto, tiene algunas de las ventajas y desventajas de ambas formas. Suele considerarse como agrónomicamente eficaz para una amplia gama de cultivos y de suelos, con la notable excepción de la aplicación subsuperficial en arrozales anegados. Es satisfactorio para su aplicación al cultivo arrocerero en tierras altas y en algunos casos para la aplicación en superficie en arrozales anegados. Se usa mucho en Europa y en Norteamérica como material de nitrógeno sin mezcla y también como ingrediente de fertilizantes compuestos. La solución de urea-nitrato amónico y las de nitrosulfato amónico contienen un cuarto de su nitrógeno en forma de nitrato y tres cuartos en forma amoniacal.

C. Propiedades físicas y seguridad de manejo

Las propiedades físicas de los fertilizantes son una consideración importante y a veces decisiva. Las propiedades físicas de los fertilizantes sólidos se discutirán en el capítulo XII y en otros varios capítulos al tratar de los respectivos productos concretos. El capítulo X ha tratado las propiedades físicas pertinentes de las soluciones de nitrógeno, el amoníaco anhidro y el agua amoniacal.

El almacenamiento, el transporte y el uso de nitrato amónico y de algunos fertilizantes compuestos que lo contienen entraña algunos riesgos de los que ya se ha hablado en el capítulo VIII. En algunos países en que resulta difícil hacer cumplir las prácticas de seguridad, estos riesgos podrían constituir una seria desventaja. Igualmente, el transporte, el almacenamiento y el empleo del amoníaco anhidro entrañan riesgos (capítulo X) que sólo pueden reducirse hasta un nivel aceptable si se hacen cumplir rigurosas especificaciones en cuanto al equipo y al seguimiento de prácticas de seguridad. Estas condiciones pudieran ser difíciles de cumplir en algunos países.

D. Consideraciones de orden fabril

Cuando se trata de elegir qué fertilizante nitrogenado va a producirse en determinado país, pueden influir en la elección las vinculaciones con otras industrias o los recursos del país. La fabricación de urea no es económica si no va vinculada a una planta de amoníaco. En los países en que la importación de amoníaco sería menos costosa que la producción autóctona, una buena elección sería utilizar amoníaco importado para producir nitrato amónico, fosfato amónico, sulfato amónico o alguna combinación de los tres. Otra posibilidad es la de utilizar amoníaco importado para producir fertilizantes nitrofosfatados, que aportarían los mismos elementos que los fertilizantes nitrogenados y los fosfatados. En la mayoría de los casos, es mejor planear la industria de los fertilizantes como un todo en vez de pensar por separado en la industria del nitrógeno.

El sulfato amónico se encuentra con frecuencia disponible como subproducto de otras industrias, como son las operaciones de coquizado, los procesos de extracción metalúrgica, y la producción de caprolactama; a veces, para la producción de sulfato amónico se dispone de ácido sulfúrico subproducto de bajo costo procedente de industrias de fundición. También el sulfato amónico puede ser un subproducto conveniente de las instalaciones destinadas a aminorar la contaminación. De la misma forma, se puede a veces obtener cloruro amónico económicamente como

coproducto en la producción de cenizas de sosa o a partir del ácido clorhídrico subproducto de algunas industrias.

Invirtiéndose los términos, cabe señalar que, con frecuencia, las instalaciones de producción de fertilizantes pueden aportar materias primas para otras industrias; el amoníaco y la urea tienen muchas aplicaciones industriales, y el nitrato amónico se usa mucho como explosivo en las industrias mineras o de construcción vial. Por consiguiente, la planificación integrada del sector industrial puede influir en la elección de los productos fertilizantes nitrogenados.

E. Consideraciones económicas

Por lo general, para elegir un fertilizante nitrogenado lo que se procura es seleccionar un producto o productos que se traduzcan en el mínimo costo medio del kilo de N puesto en la finca de labranza, suponiendo que todas las fuentes de N sean igualmente eficaces. Más adelante, en el presente manual se encuentran estimaciones comparativas de costos de fabricación que se dan a título de ejemplo. De todos modos, siempre cabe hacer una comparación sobre la base de los costos reales de los productos servidos en un país en que diversos productos de nitrógeno se fabriquen y se comercialicen en mutua competencia en condiciones de mercado libre. Para esa comparación se dispone de datos de los Estados Unidos. Los correspondientes al decenio 1968-77 se representan en el cuadro I. El amoníaco anhidro ha sido la fuente de nitrógeno menos costosa durante ese período pues cuesta sólo la mitad que la urea o que el nitrato amónico. La urea, el nitrato amónico y las soluciones de nitrógeno se han vendido a precios

muy parecidos durante este período, con tendencia hacia precios relativamente más bajos de la urea durante los años recientes, debido quizá al aumento de la oferta de este producto. Los precios del sulfato amónico han sido entre un 25 y un 40% superiores a los de la urea o el nitrato amónico.

La comparación no es necesariamente transferible a otros países. El bajo precio del amoníaco anhidro entregado al agricultor en un sistema de distribución bien organizado y en gran escala (y costoso) es algo que sería difícil de igualar en la mayoría de los países. La distribución de la solución de nitrógeno también plantea requisitos especiales. Sin embargo, el costo relativo de los materiales sólidos sería por lo menos cualitativamente pertinente, aunque su costo comparativo se vería afectado por los gastos de transporte. Los datos sobre precios de materiales sólidos del cuadro I son una mezcla de productos a granel y ensacados. En 1976, el 73% de los fertilizantes sólidos que se vendieron en los Estados Unidos se vendieron a granel. La entrega en sacos aumentaría el costo relativo, por kilo de N, de los materiales de menor concentración.

El fosfato diamónico es quizá el fertilizante nitrogenado sólido de más bajo costo. Un ejemplo que se da en el capítulo XVII muestra que el DAP es el fertilizante fosfatado de más bajo costo cuando el contenido en nitrógeno se evalúa al precio de la cantidad equivalente de urea. Los mismos datos pueden interpretarse en el sentido de mostrar que, basando el valor del contenido en P_2O_5 en el costo del SFT, el costo neto por kg de nitrógeno sería de 26 centavos de dólar, frente a 34 centavos para la urea. Cabría hacer una comparación similar basándose en los precios corrientes del mercado mundial que aparecen en la revista "Fertilizer International" (número de julio de 1978). Con el SFT a \$90/t y el DAP a \$125/t, el costo neto del contenido de N en el DAP sería de unos 19 centavos por kg, frente a 26 centavos en el caso de la urea. Esta diferencia aumentaría al calcular también los costos de transporte, almacenamiento y ensacado, porque el DAP está más concentrado que el SFT o que la urea.

Desgraciadamente, la mayoría de las plantas requieren una relación $N:P_2O_5$ superior a la que se da en el DAP, con lo que hay que aportar nitrógeno adicional de otra fuente. Esto puede hacerse añadiendo nitrato amónico, sulfato amónico, o urea para obtener compuestos NFA, SFA o UPA o bien utilizando como suplemento nitrógeno sin mezcla que se añadiría en la propia finca de labranza.

La evaluación de la ventaja económica de una mejor eficiencia agronómica sería relativamente sencilla si se pudiese demostrar una ventaja

CUADRO I. PRECIOS MEDIOS PAGADOS POR LOS AGRICULTORES ESTADOUNIDENSES POR LOS FERTILIZANTES DE NITRÓGENO, 1968-1977 (\$/kg de N)

	Sulfato amónico	Nitrato amónico	Urea	Amoníaco anhidro	Solución de N (30% de N)
1968	0,29	0,22	0,22	0,12	0,23
1969	0,28	0,20	0,20	0,10	0,20
1970	0,28	0,20	0,20	0,10	0,20
1971	0,28	0,21	0,20	0,11	0,21
1972	0,28	0,21	0,20	0,11	0,20
1973	0,30	0,23	0,22	0,12	0,21
1974	0,59	0,46	0,44	0,26	0,41
1975	0,81	0,61	0,59	0,36	0,56
1976	0,52	0,45	0,40	0,25	0,41
1977	0,55	0,47	0,41	0,24	0,44

Fuente: 1978 Fertilizer Situation, U.S. Department of Agriculture, Economic Research Service, diciembre 1977 (datos originales convertidos a unidades métricas)

agronómica tajante. Por ejemplo, si la relación de respuesta del trigo al fertilizante A es por término medio 10:1 y la relación de respuesta al fertilizante B es de 11:1, ese 10% adicional de eficiencia del fertilizante B se traducirá en una tonelada más de trigo por tonelada de N, siempre que se emplee fertilizante B en lugar de fertilizante A. Si la tonelada de trigo se valora en 120 dólares y se propone la construcción de una planta que fabrique al año 300.000 toneladas de N, el resultado de optar por el fertilizante B en lugar del A sería elevar los ingresos anuales de las fincas de labranza en 36 millones de dólares. Este ejemplo pone de manifiesto la importancia de elegir el tipo de fertilizante más efectivo. Por desgracia, rara vez es posible demostrar una evidente superioridad general de un fertilizante de nitrógeno sobre otro. Con frecuencia, diferencias del 10% en las relaciones de respuesta no son estadísticamente significativas; a menudo los resultados varían de un año para otro, o de un cultivo para otro, y de un suelo para otro. En particular, en la eficiencia relativa influye con frecuencia el método, el momento o la colocación, lo que lleva a la conclusión de que la superioridad o la inferioridad de los fertilizantes de nitrógeno es rara vez una propiedad intrínseca del material mismo sino que está más estrechamente relacionada con la forma en que se utiliza. Por consiguiente, a los planificadores se les plantea la alternativa de elegir un producto que sea el que vaya mejor para las prácticas que normalmente siguen los agricultores o enseñar a millones de agricultores cómo utilizar determinado producto con mayor eficacia.

F. Costo y precio de fábrica estimados de la urea, el nitrato amónico y el sulfato amónico

Las siguientes estimaciones comparativas de costos se dan sólo a título de ejemplo para proporcionar una comparación entre productos, más que con el fin de facilitar valores absolutos. Se basan, en parte, en cifras publicadas y, en parte también, en información recibida de empresas de ingeniería y contratistas. En cada caso, se dan los costos de inversión en planta para todo un campo de capacidades. Los costos de producción se calculan para un "caso base" que corresponde a la actualidad (1978) y a las condiciones propias de una ubicación industrial en un país desarrollado (de Europa o en los Estados Unidos). La credibilidad de estas estimaciones puede apreciarse por comparación con los precios corrientes del mercado mundial. Ulteriores estimaciones indicarán luego el efecto de los más altos gastos de capital que probablemente habrían de efectuarse en los países en desarrollo, la influencia de la escala de operaciones, la del porcentaje de

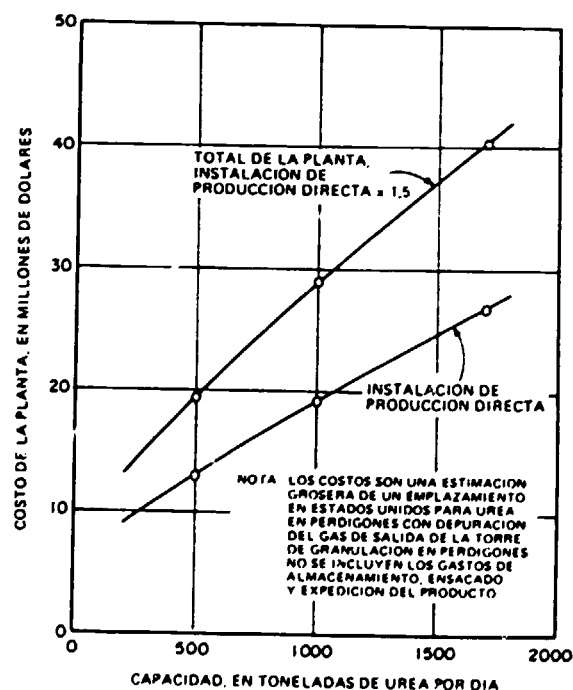
utilización de la capacidad, y la que tienen los costos de las materias primas. Las hipótesis generales que se aplican a todas estas estimaciones de costos en el presente manual se enumeran y discuten en los capítulos VI y XXV y no se repetirán aquí.

1. Costo estimado de la producción de urea

Las necesidades aproximadas de capital para la construcción de plantas de urea en un país desarrollado en relación con capacidades de entre 500 y 1.700 tpd se representan en la figura 1. Los costos de la instalación de producción directa oscilan entre unos 13 millones para 500 tpd, y 27 millones de dólares para 1.700 tpd. El total de los costos de la planta se supone que es igual a 1.5 veces el costo de la instalación de producción directa.

En el cuadro 2 se dan los costos estimados de producción de urea en perdigones para un caso base en un país desarrollado en una planta con capacidad de producción de 1.000 tpd funcionando al 90% de la capacidad nominal. El costo de las instalaciones de almacenamiento se basa en la producción de 45 días para el almacenamiento a granel a razón de 50 dólares por tonelada de capacidad de almacenamiento sin humedades más el almacenamiento de 10 días de producción de

Figura 1. Relación entre el costo de inversión estimado y la capacidad de producción en las plantas de urea



CUADRO 2. COSTO ESTIMADO DE LA PRODUCCION DE UREA (CASO BASE) EN PERDIGONES (46% N)

Concepto	Cantidad	Costo unitario \$	\$ t de urea
Capacidad: 1 000 tpd, utilización de la capacidad: 90%			
Producción anual: 900.000 toneladas			
Inversión en planta: 31 millones de dólares.			
Instalación de almacenamiento: 3 millones de dólares			
Materias primas			
Amoniaco	0,575 t	120	69,00
CO ₂	0,760 t	gratuito	
Formaldehido	3,5 kg	0,38	1,33
Servicios			
Agua	70 m ³	0,01	0,70
Vapor	1,2 t	4,00	4,80
Electricidad	125 kWh	0,02	2,50
Mano de obra	0,40 horas-hombre	7,00	2,80
Gastos generales	100% de la mano de obra		2,80
Control químico	20% de la mano de obra		0,56
Mantenimiento	5% de la inversión		5,67
Impuestos y seguros	2% de la inversión		2,67
Amortización e intereses	10,67% de la inversión		12,09
Suministros varios			1,00
Total parcial			105,92
Gastos administrativos y diversos	5% del total parcial		5,30
Costo de producción (granel)			111,22
Sacos y ensacado			12,00
Costo de producción (ensacado)			123,22
Rendimiento de la inversión, 10%			11,33
Precio de venta en fábrica (granel)			122,55
Precio de venta en fábrica (ensacado)			134,55

producto ensacado a razón de 75 dólares por tonelada. Se supone que se cuenta con dióxido de carbono gratuito procedente de una planta de amoniaco contigua. Suponiendo que se encuentre amoniaco a 120 dólares la tonelada, el costo estimado de producción de la urea a granel es de unos 111 dólares por tonelada. Dejando un margen del 10% de rendimiento de la inversión, el precio de fábrica del producto a granel sería de unos \$123/t. Esto está en consonancia con los precios actuales del mercado mundial. Suponiendo un costo de \$12/t para el saquerío y el ensacado, el precio de venta en fábrica de la urea en sacos sería de \$135/t. El costo del saquerío depende del tipo de saco. El margen de \$12/t se considera adecuado para sacos de 50 kg formados por una bolsa exterior de polipropileno tejido y una bolsa interior de película de polietileno.

La influencia de la escala de producción se indica en el cuadro 3 y en la figura 2. Para calcular el costo de producción correspondiente a capacidades distintas de la de base, se establecieron las hipótesis siguientes:

1. El costo por concepto de materias primas, servicios y suministros por tonelada de producto permanecía constante.

2. Los costos anuales relacionados con la mano de obra (mano de obra, gastos generales y control químico) aumentarían a razón del 0,6 del aumento de la capacidad.
3. Los costos anuales relacionados con el capital (amortización, mantenimiento, intereses, impuestos y seguros) serían directamente proporcionales a la inversión de capital.

Los resultados del cálculo indican que el aumento de la escala de operaciones de 500 a 1.700 tpd rebajaría el costo de producción a granel de \$118 a \$105/t, y el precio de venta en fábrica de \$132 a \$114/t. Así pues, las economías de escala son moderadas. Sin embargo, como ya se ha indicado antes, las economías de escala de la producción de amoniaco son muy importantes. Por lo tanto, en un complejo de amoniaco-urea en que la urea sea el único producto final, las economías de escala combinadas de las dos plantas serían muy importantes. Por otra parte, la decisión de fabricar dos o más productos finales a partir del producto de una sola planta de amoniaco pudiera no elevar el costo de los productos finales en un porcentaje sustancial y tener en cambio ventajas compensadoras.

CUADRO 3. INFLUENCIA DE LA CAPACIDAD EN EL COSTO DE PRODUCCIÓN Y EL PRECIO DE VENTA EN FABRICA DE LA UREA A GRANUL (PARA UTILIZACIÓN DEL 90% DE LA CAPACIDAD)

	Planta de 500 tpd	Planta de 1.000 tpd	Planta de 1.500 tpd
Costo de la planta, en millones de dólares	19,5	31,0	40,2
Instalaciones de almacenamiento, en millones de dólares	1,5	3,0	5,1
Inversión total, en millones de dólares	21,0	34,0	45,3
Costo, \$/tonelada de urea			
Materias primas, servicios y suministros	79,33	79,33	79,33
Costos relacionados con la mano de obra	8,12	6,16	4,98
Costos relacionados con el capital	24,74	20,43	15,70
Total parcial	112,19	105,92	100,01
Gastos administrativos y varios, 5%	5,61	5,30	5,00
Costos de producción RDII, 10%	117,80	111,22	105,01
	14,00	11,33	8,88
Precio de venta en fábrica, a granel	131,80	122,55	113,89

#Caso base

La influencia del costo del amoníaco en el costo de producción de la urea se representa en la figura 3 para una capacidad de 1.000 tpd. La cifra se ha estimado basándose en que el costo de la urea variaría en relación con el del caso base en proporción a la diferencia existente en el costo del amoníaco multiplicado por 0,575 y multiplicado de nuevo por 1,05. El factor 0,575 representa la cantidad de amoníaco que se requiere para producir una tonelada de urea. El factor 1,05 refleja el supuesto de que los gastos administrativos y diversos aumentan en igual proporción que el costo del amoníaco —y, por ende, de la urea— y, por consiguiente, tiene en cuenta el aumento correspondiente a intereses sobre el capital de explotación. De pasar el costo del amoníaco de \$100 a \$200/t, el costo de producción de la urea subiría de \$100 a \$160/t. El precio de venta en fábrica aumentaría entonces de \$111 a \$171/t.

Como, invariablemente, las plantas de urea están situadas junto a una planta de amoníaco, la influencia de la ubicación en los costos de la producción de urea se relaciona primordialmente con la influencia de la ubicación en los costos de amoníaco. Técnicamente, es posible producir urea a partir de amoníaco importado utilizando dióxido de carbono de alguna otra fuente de suministro. Por ejemplo, el dióxido de carbono puede extraerse de los gases de chimenea de un horno de

cal, o de una fábrica de cemento, o de una central eléctrica calentada por combustión, utilizando soluciones absorbentes del CO₂ tales como la monoetanolamina (véase, en el capítulo VI, el apartado "Eliminación del dióxido de carbono").

Figura 2. Influencia de la capacidad de la planta en el costo de producción y el precio de venta en fábrica de la urea (país desarrollado, utilización del 90% de la capacidad, costo del amoníaco: \$120/t)

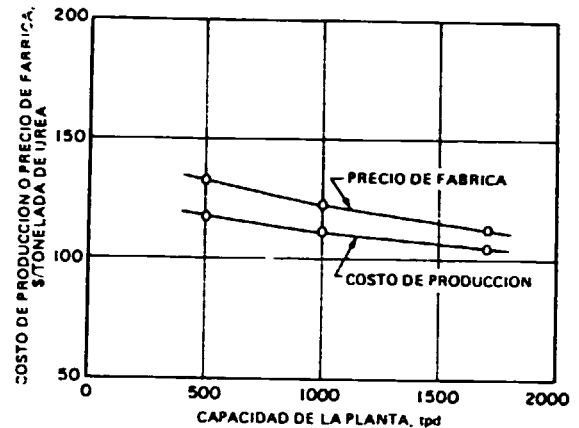
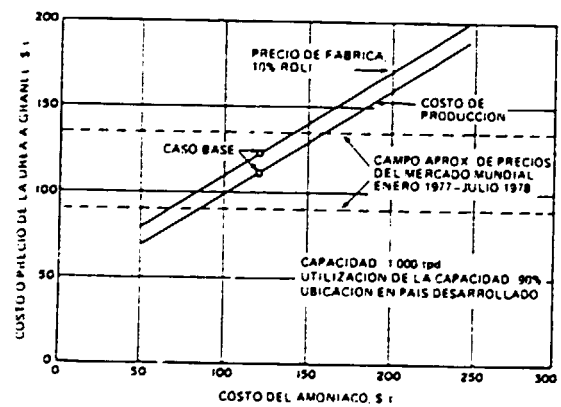


Figura 3. Influencia del costo del amoníaco en el costo de producción y el precio de fábrica de la urea



Como se requieren 0,76 toneladas de CO₂ por tonelada de urea, si se puede obtener CO₂ a un costo de \$20/t, el costo por tonelada de urea será de 15,20 dólares. Puede haber casos en que merezca tomarse en consideración esta posibilidad. La ubicación influye también en el costo de la urea, puesto que influye en los costos de inversión inicial. Una instalación situada en un país en desarrollo o en una parte remota de un país desarrollado (como Alaska o Siberia) se

traduce en mayores costos de inversión inicial al ser mayores los costos de construcción, y hacerse precisa la instalación de servicios auxiliares y de apoyo, etc. En el caso base (cuadro 2), los costos relacionados con el capital ascendieron en total a 20.43 dólares por tonelada de urea, y el rendimiento de la inversión fue de 11.33 dólares. El efecto del aumento de los gastos de capital en un 25 y en un 50% se refleja en la tabla que aparece a continuación.

INFLUENCIA DEL AUMENTO DE LOS COSTOS DE CAPITAL EN EL COSTO DE PRODUCCIÓN Y EL PRECIO DE FABRICA DE LA UREA (A GRANEL)

Porcentaje de aumento de la inversión en capital	Costo de producción \$ / t. urea	Precio de fábrica (100% rendimiento) de la inversión \$ / t. urea
0 (caso base)	111.22	123.22
25	116.33	130.49
50	121.44	138.44

Si se opera con una utilización de la capacidad inferior al 90%, que es el índice de utilización de la capacidad supuesto en el caso base, el costo por tonelada de producto sube, ya que los gastos anuales relacionados con el capital y con la mano de obra no varían y, por consiguiente, son mayores por tonelada de producto. En el caso base, la suma de los gastos relacionados con el capital y con la mano de obra era de 26.59 dólares por tonelada de urea. En la tabla que se da a continuación se aprecia la influencia que tiene en los costos el índice de utilización de la capacidad.

INFLUENCIA DE LA UTILIZACIÓN DE LA CAPACIDAD EN EL COSTO DE PRODUCCIÓN Y EL PRECIO DE FABRICA DE LA UREA (CAPACIDAD: 1.000 TPD, 330.000 ANUALES)

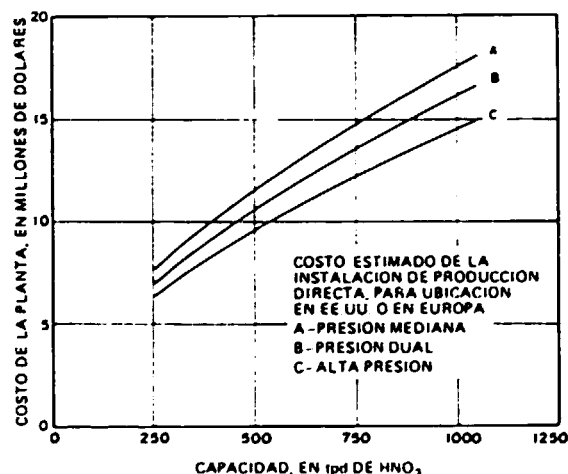
Porcentaje de utilización de la capacidad	Costo de producción \$ / t.	Precio de fábrica (100% de R.D.I.) \$ / t.
100	108.56	118.76
90 (caso base)	111.22	122.55
80	114.54	127.29
70	118.82	133.39
60	124.51	141.51

Así pues, la elevación de costo causada por el hecho de no funcionar a plena capacidad es también moderada. Sin embargo, en un complejo de amoníaco-urea, al no funcionar a plena capacidad, sube mucho el costo del amoníaco y, por ende, el de la urea. Por otra parte, si en el complejo se cuenta con alguna posibilidad de utilizar el amoníaco de otra forma, o si el amoníaco se puede vender, las consecuencias de que en la planta de urea no se alcance un índice elevado de utilización de la capacidad nominal serían mucho menos serias.

2. Costo estimado de la producción de nitrato amónico

Las instalaciones de producción de nitrato amónico se explotan casi siempre junto con una planta de ácido nítrico, pero no necesariamente siempre con una planta de amoníaco. En la figura 4 se representa la relación entre el costo de capital estimado de la instalación de producción directa de plantas de ácido nítrico y la capacidad, para distintos tipos de instalación. Se ha tomado como base una capacidad de 1.070 tpd de NH_3 , que basta para producir 1.353 tpd de nitrato amónico (34% de N). Esto equivale a 460 tpd de N, igual que para una planta de urea de 1.000 tpd, que se utilizó como caso base en el apartado precedente. En el caso base se supone que se utiliza un proceso de alta presión con un costo de capital de la instalación de producción directa de 15.3 millones de dólares y un costo total de 23 millones de dólares, que permitiría disponer de instalaciones para el almacenamiento intermedio de la producción de ácido nítrico de 10 días, así como de otras instalaciones auxiliares y de apoyo, si bien no bastaría, probablemente, para montar una gran instalación terminal y de almacenamiento de amoníaco, en caso de que éste se importara de ultramar.

Figura 4. Influencia del tipo de proceso y del tamaño de la planta en el costo de capital de las plantas de ácido nítrico



El costo estimado de producción del ácido nítrico en el caso base se representa en el cuadro 4. Suponiendo que se disponga de amoníaco a \$120/t, el costo de producción estimado es de \$53.40/t. El efecto de la capacidad en el costo de producción se aprecia en el cuadro 5. Conforme aumenta la capacidad, pasando de las 250 a 1.070 tpd, el costo de producción disminuye de unos \$65 a unos \$53/t. La figura 5 muestra el

CUADRO 4. COSTO DE PRODUCCION ESTIMADO DEL ACIDO NITRICO

Capacidad: 1.070 tpd (sobre la base de 100% de HNO₃); utilización de la capacidad: 90%
 Producción anual: 321.000 t
 Inversión en planta: 23 millones de dólares (incluye almacenamiento para 7 días)
 Proceso: alta presión, absorción reforzada

Concepto	Cantidad	Costo unitario \$	\$ t de HNO ₃ al 100%
Materias primas			
Amoniaco	0,288 t	120	34,56
Catalizador (platino)	150 mg	9/g	1,35
Servicios			
Vapor (cantidad a acreditar)	-0,4 t	4,00	-1,60
Agua de enfriamiento	87 m ³	0,01	0,87
Agua para alimentación de la caldera ^a	8,5 m ³	0,13	1,10
Energía eléctrica ^b	9,5 kWh	0,02	0,19
Mano de obra	0,08 horas-hombre	7,00	0,56
Gastos generales	100% de la mano de obra		0,56
Control químico	20% de la mano de obra		0,11
Mantenimiento	5% de la inversión		3,58
Impuestos y seguros	2% de la inversión		1,43
Amortización e intereses	10,67% de la inversión		7,65
Suministros varios			0,50
Total parcial			50,86
Gastos administrativos y diversos	5% del total parcial		2,54
Costo de producción			53,40

^aIncluye el agua destinada a la torre de absorción.

^bNo incluye la energía eléctrica consumida para la refrigeración mecánica del enfriador de la torre de absorción (que no siempre es necesario).

CUADRO 5. INFLUENCIA DE LA CAPACIDAD EN EL COSTO DE PRODUCCION DEL ACIDO NITRICO

	Planta de 250 tpd	Planta de 500 tpd	Planta de 1070 tpd ^a
Costo, \$/tonelada de HNO ₃			
Materias primas, servicios y suministros	36,97	36,97	36,97
Costos relacionados con la mano de obra	2,22	1,67	1,23
Costos relacionados con el capital	22,97	17,22	12,66
Total parcial	62,16	55,86	50,86
Gastos administrativos y diversos, 5%	3,11	2,79	2,54
Costo de producción	65,27	58,65	53,40

^aCaso base

efecto del costo del amoniaco y de la capacidad de producción de ácido nítrico en el costo de producción del ácido nítrico. Al discutir en lo sucesivo la economía de la producción de ácido nítrico se combina con la de la producción de nitrato amónico.

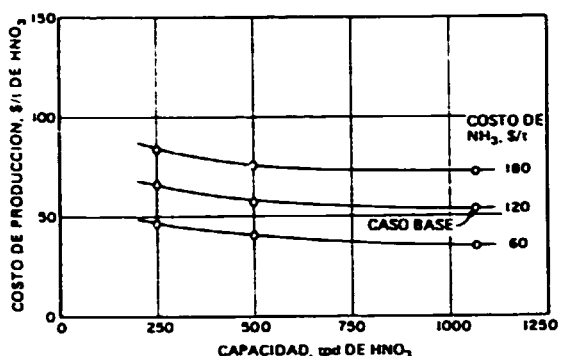
Las estimaciones sobre costo de producción y precio de fábrica del nitrato amónico (34% de N) para el caso base se dan en el cuadro 6. Los supuestos son los mismos que en el caso base correspondiente a la urea, lo que permite formular la siguiente comparación directa.

	Urea		Nitrato amónico	
	\$ t	\$ kg de N	\$ t	\$ kg de N
Costo de producción, a granel	111,22	0,24	85,29	0,25
Costo de producción, ensacado	123,22	0,27	97,29	0,29
Precio de fábrica (granel)	122,55	0,27	96,25	0,28
Precio de fábrica (ensacado)	134,55	0,29	108,25	0,32

La comparación indica que la urea cuesta entre 1 y 3 centavos de dólar menos, por kilo de N, que el nitrato amónico. Este resultado queda comprendido dentro de los límites de precisión de las estimaciones. Sin embargo, los costos de distribución serían más altos, por kilo de N, para el nitrato amónico, puesto que tiene menor concentración. El nitrato amónico es más denso que la urea, así es que el contenido en nitrógeno por unidad de volumen viene siendo aproximadamente el mismo. Por consiguiente, los costos que son proporcionales al volumen, como son los de almacenamiento, serían aproximadamente iguales, mientras que los costos que son proporcionales al peso serían un 35% mayores para el nitrato amónico.

No se dispone, para establecer comparaciones, de los precios que alcanza en los mercados mundiales el nitrato amónico a granel, pero, a

Figura 5. Influencia de la capacidad de la planta y del costo del amoníaco en los costos de producción del ácido nítrico



juzgar por recientes concursos de suministro convocados en Alejandria (Egipto), los precios del nitrato amónico servido al comprador y ensacado oscilan entre 130 a 143 dólares por tonelada, mientras que los de la urea ensacada son entre 160 y 173 dólares ("Fertilizer International", N° 110, agosto 1978). Las ofertas más bajas para el mencionado concurso correspondieron a 0,38 y 0,35 dólares por kilo de N para el nitrato amónico

y la urea, respectivamente. Como en los precios ofrecidos se incluyen los gastos de flete, no pueden compararse directamente con los precios de venta en fábrica estimados.

Según las estimaciones actuales, el gasto de inversión de capital correspondiente al caso base es inferior para la urea que para el nitrato amónico (incluido el ácido nítrico): 34 millones de dólares en el caso de la urea frente a 44 millones de dólares en el del nitrato amónico. Sin embargo, el nitrato amónico tiene la ventaja de que no requiere la coexistencia de una planta de amoníaco. Como ejemplo del alcance que puede tener esta ventaja cabe señalar que, si se puede importar amoníaco a un precio de \$120/t y la producción autóctona de amoníaco sale a \$200/t, la producción de nitrato amónico a partir de amoníaco importado resultaría claramente ventajosa en relación con la producción de urea a partir de amoníaco de producción nacional. Esta posibilidad puede ofrecer interés a países que no cuentan con una materia prima económica para la producción de amoníaco.

Otra ventaja del nitrato amónico sobre la urea es que la planta del nitrato amónico puede

CUADRO 6. ESTIMACION DEL COSTO DE PRODUCCION Y DEL PRECIO DE VENTA EN FABRICA DEL NITRATO AMONICO (PERDIGONES CON 34% DE N)

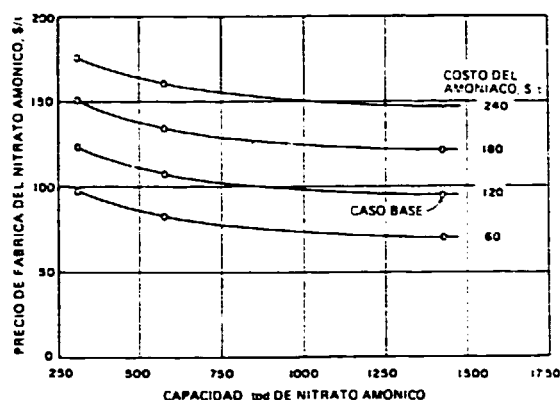
Capacidad: 1.353 tpd; utilización de la capacidad: 90%
 Producción anual: 405.900 toneladas
 Inversión en planta: 17,5 millones de dólares
 Almacenamiento: 4,0 millones de dólares

Concepto	Cantidad	Costo unitario \$	\$/tonelada de producto
Materias primas			
Amoníaco	0,210 t	120	25,20
Acido nítrico	0,773 t	53,40	41,27
Estabilizador	4 kg	0,25	1,00
Servicios			
Vapor	0,2 t	4,00	0,80
Agua	8 m ³	0,01	0,08
Energía eléctrica	20 kWh	0,02	0,40
Mano de obra	0,17 horas-hombre	7,00	1,19
Gastos generales	100% de la mano de obra		1,19
Control químico	20% de la mano de obra		0,24
Mantenimiento	5% de la inversión		2,65
Impuestos y seguros	2% de la inversión		1,06
Amortización e intereses	10,67% de la inversión		5,65
Suministros diversos			0,50
Total parcial			81,23
Gastos administrativos y diversos	5% del total parcial		4,06
Costos de producción (granel)			85,29
Sacos y ensacado			12,00
Costos de producción (ensacado)			97,29
Rendimiento de la inversión,			
10% de 44,4 millones de dólares			10,96
Precio de fábrica (granel)			96,25
Precio de fábrica (ensacado)			108,25

funcionar independientemente de la de ácido nítrico y ambas son independientes de la de amoníaco, ya que el almacenamiento de los productos intermedios, amoníaco y ácido nítrico, es factible. En cambio, una planta de urea no puede funcionar cuando la planta de amoníaco a la que está vinculada no funciona, pues no es económicamente factible almacenar el CO_2 necesario para la producción de urea. Este grado de independencia para el funcionamiento de la planta se traducirá normalmente en que el índice de utilización de la capacidad será más alto en el caso del nitrato amónico que en el de la urea. Por ejemplo, si dos unidades que funcionan independientemente tienen cada una de ellas una fiabilidad del 90%, la planta en su conjunto tendrá una fiabilidad del 90% si se dispone de almacenamiento adecuado para los productos intermedios, pero dos unidades dependientes cada una de las cuales tenga una fiabilidad del 90% tendrán en conjunto una fiabilidad del 81% nada más.

El costo estimado de producir nitrato amónico en escalas de 323 y 647 tpd, que corresponden a 250 y 500 tpd de NH_3 , puede apreciarse en el cuadro 7. El precio de fábrica estimado para el producto a granel disminuye de \$124 a \$96/t si se eleva la capacidad de 323 a 1.353 tpd. Estos resultados se indican también en la figura 6, que muestra asimismo la influencia del costo del amoníaco en el precio de venta en fábrica del nitrato amónico.

Figura 6. Influencia de la capacidad de la planta y del costo del amoníaco en el precio de fábrica del nitrato amónico a granel (34% de N) para complejos de ácido nítrico-nitrato amónico



3. Costo estimado de la producción de sulfato amónico

El sulfato amónico sin mezcla rara vez se produce a partir de ácido sulfúrico y amoníaco, a no ser que una de estas dos materias primas sea un subproducto, así es que, en la mayoría de los casos, quizá no resulte pertinente estimar un costo de producción tomando esa base. Con frecuencia, el sulfato amónico se produce como ingrediente de fertilizantes granulares compuestos incluyendo amoníaco y ácido sulfúrico en la formulación

CUADRO 7. ESTIMACION DEL COSTO DE PRODUCCION Y DEL PRECIO DE FABRICA DEL NITRATO AMONICO EN FUNCION DE LA ESCALA DE OPERACIONES

Capacidades: 323, 647 y 1.353 tpd; utilización de la capacidad: 90%
Producción anual: 96.900, 194.100 y 405.900 toneladas

Concepto	Cantidad	Costo unitario, \$	Costo \$ t de nitrato amónico		
			323 tpd	647 tpd	1.353 tpd ^d
Amoníaco	0,210 t	120 t	25,20	25,20	25,20
Acido nítrico	0,773 t	Véase el cuadro 5	50,45	45,34	41,27
Estabilizador	4 kg	0,25/kg	1,00	1,00	1,00
Servicios		Véase el cuadro 6	1,28	1,28	1,28
Costos relacionados con la mano de obra ^b			4,66	3,48	2,62
Costos relacionados con el capital ^c			16,65	12,44	9,36
Suministros diversos			0,50	0,50	0,50
Total parcial			99,74	89,24	81,23
Gastos administrativos y diversos, 5% del total parcial			4,99	4,46	4,06
Costo de producción (granel)			104,73	93,70	85,29
Sacos y ensacado			12,00	12,00	12,00
Costo de producción (ensacado)			116,73	105,70	97,29
RDEL, 10% ^d			19,50	14,54	10,96
Precio de fábrica (granel)			124,23	108,24	96,25
Precio de fábrica (ensacado)			136,23	120,24	108,25

^aCaso base.

^bSe ha supuesto que el costo anual de la mano de obra aumenta a razón del 0,6 del aumento de la capacidad.

^cBasado en el 17,67% de 9,13, 13,67 y 21,5 millones de dólares.

^dBasado en los costos totales de capital para plantas de ácido nítrico y nitrato amónico de 18,9, 28,3 y 44,5 millones de dólares.

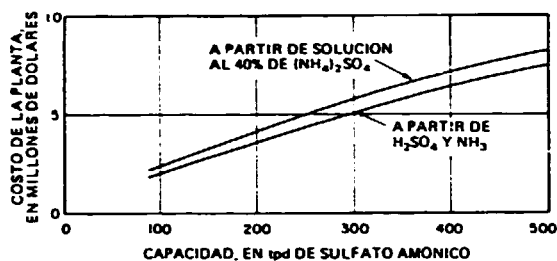
(véase el capítulo XIX). En este caso, el costo de los dos materiales es parte del costo de la fórmula, rebajado quizá en parte por el calor de reacción, que ayuda a la desecación del producto o, en algunos casos, elimina la necesidad del secado.

Las siguientes estimaciones del costo de producir sulfato amónico cristalino sin mezcla pueden ser de utilidad; aunque el costo de la materia prima no se ajustará probablemente a ninguna circunstancia concreta, la estimación puede adaptarse con facilidad a cualquier costo de materia prima.

La figura 7 representa el costo estimado de la instalación de producción directa para plantas de sulfato amónico en la gama de capacidades de 100 a 500 tpd. La curva inferior corresponde a una planta de cristalización que utilice ácido sulfúrico y amoníaco. La curva superior corresponde a una planta de cristalización que utilice una solución de sulfato amónico subproducto con una concentración del 40%. Esta última planta requiere más equipo para evaporar agua y, por lo tanto, es algo más cara. Las estimaciones de los costos de producción para los dos tipos de plantas se reflejan en los cuadros 8 y 9. El costo estimado de producir sulfato amónico a granel a partir de amoníaco obtenido a un precio de \$120/t y a partir de ácido sulfúrico obtenido a un precio de \$35/t es de unos \$82/t, y el precio de fábrica es de 90 dólares.

La economía de utilizar una solución subproducto depende del valor que se asigne a la solución. En la estimación del cuadro 9 se ha supuesto que la solución se evalúa al costo de una

Figura 7. Costo de la instalación de producción directa de plantas para la fabricación de sulfato amónico cristalino



cantidad equivalente de amoníaco a razón de \$120/t, y el costo estimado de obtención del producto a granel es de unos \$63/t. Añadiendo un 10% de rendimiento de la inversión se obtiene un precio de fábrica de unos \$72/t, que equivale a unos 0,34 dólares por kilo de N. El precio actual del mercado (junio de 1978) oscila dentro del campo de 0,31 a 0,36 dólares por kilo de N. Debido al poco N que contiene (el 21%), el costo del sulfato amónico entregado será probablemente, por kilo de N, mucho más elevado.

Cuando el amoníaco y el ácido sulfúrico se utilizan en una planta de granulación como parte de la fórmula de fertilizantes compuestos, puede ocurrir que lo que se pretenda sea tanto facilitar la granulación, evitar los gastos de secado o aportar azufre por razones agronómicas como aportar nitrógeno. Si el cargo por el amoníaco es de \$120/t y el del ácido sulfúrico es de \$35/t, el costo de estos dos materiales es equivalente a \$57/t de sulfato amónico o \$0,27/kg de N.

CUADRO 8. COSTO ESTIMADO DE PRODUCCION DEL SULFATO AMONICO (CASO BASE), CRISTALINO, CON 21% DE N

Concepto	Cantidad	Costo unitario, \$	\$ tonelada de producto
Amoníaco	0,258 t	120	30,96
Acido sulfúrico	0,744 t	35	26,04
Energía eléctrica	36 kWh	0,02	0,72
Agua	50 m ³	0,01	0,50
Combustible		0,25	
Mano de obra	0,2 horas-hombre	7,00	1,40
Gastos generales	100% de la mano de obra		1,40
Control químico	20% de la mano de obra		0,28
Mantenimiento	5% de la inversión		4,33
Impuestos y seguros	2% de la inversión		1,73
Amortización e intereses	10,67% de la inversión		9,25
Suministros diversos			1,00
Total parcial			77,86
Gastos administrativos y diversos	5% del total parcial		3,89
Costo de producción, a granel			81,75
10% RDI-I			8,67
Precio de fábrica, en granel			90,42

CUADRO 9. ESTIMACION DEL COSTO DE PRODUCCION DEL SULFATO AMONICO SEGUN SE OBTENGA DE SOLUCION DE SULFATO AMONICO, DE CAPROLACTAMA O DE OPERACIONES DE DEPURACION DE GASES PARA COMBATIR LA CONTAMINACION

Supuesto: Se dispone de solución de sulfato amónico al 40% a un costo igual al de su contenido en amoniaco. La preparación de la solución se carga a la producción de caprolactama o a las operaciones de lucha contra la contaminación.

Capacidad: 400 tpd; Utilización de la capacidad: 90%
 Producción anual: 120.000 toneladas
 Inversión en planta: 10.5 millones de dólares
 Instalaciones de almacenamiento: 1.0 millones de dólares

Concepto	Cantidad	Costo unitario, \$	\$/tonelada de producto
Solución de SA al 40%	2,5 toneladas	12,38	30,96
Energía eléctrica	36 kWh	0,2	0,72
Agua	50 m ³	0,1	0,50
Combustible			0,25
Vapor	1,6 toneladas	4,00	6,40
Mano de obra	0,2 horas-hombre	7,00	1,40
Gastos generales	100% de la mano de obra		1,40
Control químico	20% de la mano de obra		0,28
Mantenimiento	5% de la inversión		4,79
Impuestos y seguros	2% de la inversión		1,92
Amortización e intereses	10,67% de la inversión		10,22
Suministros diversos			1,00
Total parcial			59,84
Gastos administrativos y diversos	5% del total parcial		2,99
Costo de producción, a granel			62,83
10% RDLI			9,58
Precio de fábrica			72,41

Parte tercera

FERTILIZANTES FOSFATADOS

XII. Fosforita y ácido sulfúrico

A. Introducción

La fosforita y el ácido sulfúrico son las dos materias primas más importantes para la fabricación de fertilizantes fosfatados. Casi todos los fertilizantes fosfatados comerciales dimanar de la fosforita; hay una excepción importante y es la escoria básica, cuyo fósforo procede indirectamente de los minerales de fosfato que se encuentran presentes en las menas de hierro o se añaden deliberadamente al hierro con que se carga el alto horno. Algunas excepciones de menor importancia son materiales de origen orgánico, como los huesos y el guano. Aunque el reciclado de materia orgánica continúa siendo un medio importante de conservar el fósforo del suelo, rara vez se efectúa mediante inclusión en fertilizantes comerciales.

El ácido sulfúrico es materia prima necesaria para los procesos de producción de fosfatos más extendidos. Las excepciones importantes son la escoria básica y algunos procesos de fabricación de nitrofosfatos. De las excepciones menores se tratará en el capítulo XVI ("Otros fertilizantes fosfatados"). El ácido sulfúrico es también materia prima para la producción de algunos fertilizantes no fosfatados, principalmente los sulfatos amónico y potásico y los sulfatos de los elementos micronutrientes.

De las reservas mundiales y de la producción corriente de fosforita y de materias primas para la producción de ácido sulfúrico se ha tratado ya en el capítulo V, en el que también se facilitan datos sobre la producción de estos materiales en los diversos países. Los factores cualitativos que afectan a la idoneidad de la fosforita para su uso en procesos químicos se discuten al examinar cada uno de los procesos (capítulos XIII, XIV y XV). En el presente capítulo se tratará brevemente de la industria mundial de la fosforita, la mineralogía de la fosforita y su uso para aplicación directa. El capítulo tratará también de la producción de ácido sulfúrico en cuanto guarda relación con la fabricación de fertilizantes.

B. Fosforita

La producción comercial y el uso de la fosforita se iniciaron en el siglo XIX. Los primeros datos estadísticos de que se tiene noticia correspon-

den al año 1847, en el que se extrajeron 500 toneladas en Suffolk (Inglaterra), aunque es probable que hubiese alguna producción comercial en fecha anterior. La producción mundial aumentó rápidamente hasta alcanzar las 5.000 toneladas en 1850, llegando a las 10.000 en 1853, pasando de 100.000 en 1865, sobrepasando el millón de toneladas en 1885, rebasando los 10 millones de toneladas en 1928 y alcanzando en 1974 una cifra superior a los 110 millones de toneladas [1]. En 1977, la producción fue de unos 116 millones de toneladas. Basándose en las proyecciones sobre el consumo de fertilizantes, y teniendo en cuenta otras aplicaciones, es probable que la producción anual de fosforita sea del orden de magnitud de los 300 millones de toneladas para el año 2000 [2].

Aunque la fosforita tiene muchas aplicaciones, probablemente no baja del 85% de la producción mundial la cantidad que se utiliza para la fabricación de fertilizantes, incluyendo el que se aplica directamente al suelo. La calidad de la fosforita comercial debe expresarse refiriéndose a su contenido en P_2O_5 ; el campo normal de concentraciones es de 28-38% de P_2O_5 . En los últimos años, la media mundial ha oscilado entre el 32,7 y el 32,5% de P_2O_5 para la fosforita comercial vendida o utilizada por el productor.

La calidad se expresa también comúnmente con referencia al fosfato tricálcico, $Ca_3(PO_4)_2$, al que se da a veces la designación "fosfato de huesos". El origen de esta designación es que en cierta época se creía que el fosfato tricálcico era el principal constituyente de los huesos y de la fosforita. Hoy en día se sabe que el componente fosfático tanto del hueso como de la mayor parte de las fosforitas son compuestos de apatita. Los factores de conversión son los siguientes:

$$P_2O_5 = \text{Fosfato tricálcico} \times 0,4576$$

$$\text{Fosfato tricálcico} = P_2O_5 \times 2,1852$$

Se designa con el nombre de fosforita "comercial" a cualquier fosforita que contenga un elevado porcentaje de minerales de fosfato que puedan usarse con fines comerciales, tales como la fabricación de fertilizantes, la aplicación directa al suelo o la producción de compuestos de fósforo industriales. Normalmente, se aplica el término a un producto que se obtiene por explotación minera y beneficio, aunque en algunos casos la

roca puede utilizarse tal como sale de la mina sin necesidad de beneficio alguno.

Las "entregas" de fosforita (nacional y de exportación) ascendieron en 1976 a unos 193 millones de toneladas, de cuya cantidad el 40% aproximadamente se exportó a partir del país de origen [3]. En la tabla que sigue se desglosa la exportación por calidades:

Calidad % de fosfato tricálcico	% del total de las exportaciones
65 o menos	3,7
66-68	12,0
69-72	35,1
73-77	22,2
78 o más	27,0
	100,0

El precio varía según la calidad, la ubicación y otros factores. Los precios de lista de enero de 1977 oscilaron entre 44 \$/t para fosforita BuCraa con 80-82% de fosfato tricálcico hasta 35,25 \$/t para fosforita de Yusufia (Marruecos) con 70-72% de fosfato tricálcico. Para la fosforita de Florida, el campo de precios estuvo entre los 31 dólares para roca con 75% de fosfato tricálcico y 25 para roca con 68% de fosfato tricálcico. La mayor parte de la fosforita se vende mediante contratos a precios que quedan por debajo de los precios de lista (la práctica de los precios de lista se abandonó en 1977). Según estimaciones del Bureau of Mines de los Estados Unidos, el precio medio de la fosforita con 70% de fosfato tricálcico, f.o.b. Tampa o Jacksonville (Florida), en julio de 1978 era de 25 \$/t, incluido el impuesto sobre extracción (1,27 dólares).

Los países exportadores de fosforita fueron muchos, pero el 57,5% de toda la fosforita exportada procedía de Marruecos y de los Estados Unidos. Se dan a continuación los porcentajes de las exportaciones totales que corresponden a cada país [3]:

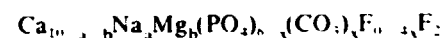
País de origen	% de las exportaciones totales (en 1976)
Marruecos	35,5
EE.UU.	22,0
URSS	11,8
Yogo	4,8
Túnez	4,4
Jordania	4,0
Senegal	3,7
Israel	1,5
Argelia	1,3
Egipto	0,4
Todos los demás	10,6
	100,0

Según su origen, las fosforitas pueden clasificarse en sedimentarias, metamórficas, o ígneas. El 85% aproximadamente de la fosforita utilizada en el comercio es de origen sedimentario; el resto es principalmente roca ígnea.

1. Fosfatos apatíticos

La mayoría de las fosforitas comerciales contienen fluorapatito como fuente primordial y normalmente única de fósforo. La fórmula del fluorapatito puro es $Ca_{10}F_2(PO_4)_6$. Sin embargo, el fluorapatito puro es relativamente raro. La estructura del apatito admite muchas sustituciones, de las cuales las más corrientes son: Mg, Sr, y Na por Ca; OH y Cl por F; As y V por P; y CO_3 + F por PO_4 .

Un porcentaje considerable de las rocas sedimentarias corresponde al grupo de los apatitos llamados francolita o apatitos de carbonato. Lehr y McClellan [4] dan para el grupo de la francolita la siguiente fórmula general empírica:



donde "a" representa la sustitución molar de Ca por Na; "b" representa la sustitución molar de Ca por Mg; y "x" es la sustitución molar de PO_4 por CO_3 y F.

Los autores han demostrado que, a medida que aumenta x, que es la magnitud de la sustitución del carbonato, aumenta la reactividad. El valor de x puede oscilar entre casi 0 hasta 1,2 en la fosforita comercial. El contenido en P_2O_5 del fluorapatito puro es 42,2%; el contenido en P_2O_5 de los apatitos de carbonato disminuye conforme aumenta la sustitución de carbonato, hasta un mínimo del 34%, aproximadamente, en los apatitos con mayor índice de sustitución.

Buen número de fosforitas muestran considerable sustitución del F por el radical OH (hidroxilo). Entre esas fosforitas figuran los fosfatos de Nauru y de la isla de Christmas, así como los apatitos de Curaçao y de Brasil. En algunos de estos fosfatos se da también considerable sustitución de los carbonatos. Un caso extremo es el del fosfato de Curaçao, que sólo contiene el 20%, aproximadamente, del flúor estequiométrico correspondiente al fluorapatito. Es de presumir que la sustitución por hidroxilos representa la mayor parte del 80% restante. También se da una proporción considerable de sustitución de fosfatos por carbonatos. Es de presumir que los fosfatos de la isla se formaron por reacción de caliza coralina con el fosfato lixiviado procedente de los criaderos de guano; se han incluido entre las rocas sedimentarias para mayor facilidad de clasificación.

A la mayor parte de los apatitos brasileños de origen ígneo les falta flúor. Las muestras normales suelen contener entre uno y dos tercios de la cantidad estequiométrica; pueden clasificarse como hidroxi-fluorapatitos.

2. Fosfatos aluminicos

Los yacimientos en que los minerales fosfáticos principales son aluminicos están muy extendidos. En la actualidad se están realizando operaciones de extracción y de utilización de menas de los yacimientos de Thies, en el Senegal, y en los de menas de calidad C de la isla de Christmas. La medida en que se utiliza la mena de calidad C en la actualidad es pequeña, pero ha de señalarse que esta mena se da en un estrato que queda situado por encima de la mena apatítica, por lo que en su mayor parte se extrae y se almacena en espera de contar con un proceso de utilización económico mientras se comercializa la mena apatítica. La misma situación se da en Florida, donde una "zona lixiviada" que contiene fosfatos aluminicos queda superpuesta a la matriz de gravas fosfáticas. Como la "zona lixiviada" es de baja calidad y de composición variable, no se ha hecho ningún intento de almacenar el producto.

Los principales minerales de fosfato aluminico son la crandallita, la millisita y la wavellita. La composición de estos minerales es algo variable, pero son corrientes las fórmulas siguientes:

Wavellita	$4\text{AlPO}_4 \cdot 2\text{Al}(\text{OH})_3 \cdot 9\text{H}_2\text{O}$
Crandallita	$\text{CaO} \cdot 2\text{Al}_2\text{O}_3 \cdot \text{P}_2\text{O}_5 \cdot 5\text{H}_2\text{O}$
Millisita	$2\text{CaO} \cdot \text{Na}_2\text{O} \cdot 6\text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 4\text{P}_2\text{O}_5 \cdot 17\text{H}_2\text{O}$

Al igual que en los apatitos, hay diversas posibilidades de sustitución, entre la que destaca la del Al por Fe.

Las menas de fosfato aluminico aportan sólo un porcentaje pequeñísimo del empleo mundial en la actualidad. Sin embargo, pueden utilizarse para la fabricación de fertilizantes mediante una técnica centrada en los nitrofosfatos o, en algunos casos, para aplicación directa tras una calcinación. Los minerales de fosfato aluminico aparecen también como minerales accesorios en algunos depósitos de apatitos.

3. Minerales accesorios

Los yacimientos de fosfatos contienen una amplia variedad de minerales accesorios; con frecuencia, el valor del yacimiento guarda relación con la cantidad y la índole de los minerales accesorios y el grado de facilidad con que puedan separarse del fosfato. Quizá el mineral accesorio más común sea la sílice, que puede aparecer como cuarzo o como cristobalita o en formas hidrosas tales como el opal o el pedernal; las arcillas y otros minerales de silicatos tales como el feldspato, la mica, etc.; y los carbonatos, principalmente la calcita y dolomita.

4. Propiedades físicas

Las propiedades físicas del yacimiento son con frecuencia factor de importancia decisiva para determinar si éste puede ser explotado económicamente. Se trata de factores como el de si la mena está o no consolidada, el tamaño de las partículas de fosfato y de los minerales accesorios, y su grado de dureza. Si la mena está consolidada, el tipo de agente de cimentación y el grado de consolidación afectan a las posibilidades de beneficio. También tiene importancia con frecuencia la medida en que los materiales componentes hayan sufrido meteorización y el tamaño de sus cristales. Tratar con detalle este tema rebasaría los límites del presente manual.

5. Factores que influyen en el potencial económico

El potencial económico de un yacimiento depende de muchos factores, incluido el valor o precio en el mercado, la magnitud o calidad del yacimiento, su ubicación, el costo estimado de las operaciones de extracción y beneficio, la calidad y concentración del producto beneficiado, y los factores relativos al medio ambiente. En los últimos años se viene atribuyendo creciente importancia a los problemas del medio ambiente, y diversas propuestas de explotar nuevos yacimientos han sido demoradas o abandonadas debido a las objeciones opuestas por los defensores del medio ambiente, quienes pretenden que las minas perjudicarían la vida animal, destruirían valores estéticos o contaminarían (o agotarían) suministros de agua natural.

Cuando se trata de explotar un yacimiento para uso nacional, las posibilidades económicas a considerar guardan relación con la alternativa de usar mena importada o fertilizante importado. Hay que hacer un estudio completo para determinar si se puede fabricar y entregar a los agricultores del país fertilizantes fosfatados a más bajo costo utilizando mena del país o utilizando mena importada. A estos efectos, hay que tener en cuenta la importancia de las necesidades de divisas. También hay que evaluar la estabilidad del precio y del suministro de la roca importada. Las fluctuaciones de precios recientemente habidas en los mercados mundiales no permiten tener mucha confianza en esa estabilidad.

En 1972, los precios de lista eran entre 10 y 14 dólares por tonelada f.o.b. puertos de Florida y Marruecos, para fosforita con 72% de fosfato tricálcico. A partir de 1973, el precio aumentó fuertemente y en 1975 llegó a 48 y a 65 \$/t para la fosforita de Florida y de Marruecos, respectivamente. Posteriormente, el precio declinó y, en enero

de 1977, se daban para la fosforita con 72% de fosfato tricálcico los precios de lista siguientes:

Fuente	\$ t
Marruecos (Khouriba)	38,00
Marruecos (Yusufia)	35,25
Florida	28,50 ^a

^aAumentó a 34 dólares en julio de 1977

La calidad media de la fosforita estadounidense exportada en 1977 fue de 32,1% de P_2O_5 (aproximadamente, un 70% de fosfato tricálcico) y el valor medio en bocamina fue de 21,81 dólares. La calidad media general de la producción comercializable de fosforita en los Estados Unidos fue de 30,8% de P_2O_5 (67,3% de fosfato tricálcico), y su valor medio fue de 17,39 dólares [5].

6. Aplicación directa de la fosforita

La fosforita molida no se clasifica como fertilizante en la mayoría de los países ni se incluye en las estadísticas de consumo de fertilizantes facilitadas por la mayoría de los países. En cambio, la FAO informa sobre el consumo de fosforita molida por separado; en 1976, el consumo declarado fue el equivalente de 1,2 millones de toneladas de P_2O_5 , lo que supone aproximadamente el 5% del consumo de fertilizantes fosfatados. Más del 70% del uso declarado correspondió a la URSS; el resto estaba muy ampliamente dividido entre muchos países.

Es posible que el consumo real de fosforita para aplicación directa sea mucho más elevado que las cantidades declaradas, porque haya consumo no declarado o bien porque, en algunos países, se incluya entre el uso ordinario de fertilizantes. Por ejemplo, se cree que el empleo de fosforita molida fue una parte considerable del consumo de P_2O_5 en China, pero no se dispone de estadísticas al respecto.

Hay considerables diferencias de opinión en cuanto a los méritos relativos de la fosforita molida como fertilizante. En muchos países, la industria de los fertilizantes fosfatados químicos considera a la fosforita molida como una amenaza para su prosperidad y ha instado a los poderes públicos a que impongan restricciones a su uso. En otros casos, la industria o los poderes públicos han promovido su utilización.

Algunos de los factores que contribuyen a la dificultad de hacer una evaluación imparcial de los méritos de la aplicación directa de la fosforita molida son los siguientes:

1. Entre las diversas fosforitas hay grandes variaciones de reactividad y, por ende, de valor agronómico.

2. La respuesta agronómica a la fosforita depende mucho del tipo de suelo y, hasta cierto punto, de los cultivos y los factores climáticos.
3. La respuesta depende del momento y método de aplicación, así como del tamaño de partícula.
4. El valor residual de una sola aplicación o el valor acumulativo de aplicaciones repetidas es importante, como lo es siempre en el caso de los fertilizantes fosfatados, pero no resulta fácil de evaluar. A menudo, la fosforita molida tiene un efecto favorable más bien a plazo largo que a plazo corto.
5. Se carece en general de estudios agronómicos y económicos sobre el uso prolongado en cultivos de productos alimenticios.

La principal ventaja de la fosforita molida es su bajo costo. Cuando hay que importar los productos, la fosforita molida puede costar aproximadamente la mitad del SFT; cuando se dispone de roca autóctona, la diferencia de costo puede ser mayor. También cuentan las ventajas siguientes:

1. La preparación requiere muy baja inversión de capital.
2. No se requiere ninguna aptitud técnica especial.
3. Las necesidades de energía son pequeñas.
4. Las mermas durante la preparación son mínimas.
5. Rocas que no son adecuadas para el tratamiento químico lo son en algunos casos para aplicación directa.
6. Se evita la enorme demora que entraña la construcción de plantas de tratamiento de productos químicos.
7. Las economías de escala son relativamente poco importantes.
8. La fosforita molida tiene sobre los suelos ácidos un valor de agente encalante que requiere mayor estudio.

Las principales desventajas son la incertidumbre en cuanto al valor agronómico, lo molesto que resulta el manipular y aplicar un polvo tan fino; y la concentración relativamente baja en P_2O_5 en comparación con la del SFT o los fosfatos amónicos.

Es opinión general que la fosforita molida sólo es eficaz en los suelos ácidos (con un pH no superior a 6). Esta afirmación se aplica a las rocas apatíticas pero no a las menas de fosfato de aluminio calcinadas, que resultan eficaces en suelos neutros o calcáreos.

Las fosforitas son también más efectivas en los climas más cálidos, en los suelos húmedos y en

los cultivos con ciclos de crecimiento prolongados. Son menos eficaces para los cultivos de temporada corta con temperaturas de suelo frescas, sobre todo el primer año de aplicación.

También se opina en general que la fosforita debe molerse finamente y mezclarse bien con el suelo. Sin embargo, hay discrepancias en cuanto a si es útil o no que el molido sea muy fino. La opinión mayoritaria es la de que se gana poco moliendo tan fino que el 90% del producto pase por un tamiz de 100 mallas (0.147 mm), aunque hay quien pretende que un molido muy fino—como el necesario para que el 80% del material pase por el tamiz de 320 mallas (0.043 mm)—está justificado.

La fosforita molida granulada después de la molienda ha dado resultados bastante deficientes para la primera cosecha, incluso en caso de que los gránulos se desintegren en el suelo, probablemente porque la granulación reduce el área de la zona de contacto con el suelo. Ahora bien, hay que señalar que, en la mayoría de los ensayos, se trataba de gránulos con tamaños de entre 1 y 4 mm. En el CIDF se están haciendo ensayos con "minigránulos" (0.1-0.5 mm), material con el que parece posible vencer el carácter polvoriento de la fosforita sin restarle apenas eficacia.

Si bien se conviene en general que la reactividad es importante, hay cierto desacuerdo en cuanto a la magnitud de esa importancia y a la manera de medirla. Los métodos químicos de evaluación de la reactividad se discuten más adelante. La importancia de la reactividad es particularmente grande para la primera cosecha o campaña; la eficacia residual o a largo plazo no parece guardar estrecha relación con la reactividad. Rocas de reactividad relativamente bajas han mostrado poseer buenas condiciones de eficacia a largo plazo.

Algunos investigadores han estudiado la relación entre la respuesta a la fosforita y la cantidad de lluvia caída. Se obtuvieron mejores resultados en los suelos bien regados.

A comienzos del siglo XX se hicieron en los Estados Unidos varios experimentos a largo plazo con fosforita molida de Tennessee, que es una de las rocas sedimentarias menos reactivas. Hopkins ha informado acerca de los resultados obtenidos en experimentos efectuados en cuatro Estados de los Estados Unidos que muestran que el aumento de valor de las plantas cultivadas en régimen de rotación de cultivos con adición de fosforita excedía del costo de la fosforita en factores del orden de entre 5:1 a 10:1 [6]. Cuando se utilizó el superfosfato, la relación entre el valor de los aumentos de rendimiento y los costos fue muy inferior, principalmente porque el superfosfato cuesta, por tonelada de P₂O₅, cuatro veces más que la fosforita molida.

Como resultado de estos ensayos, el uso de la fosforita molida aumentó en los Estados Unidos hasta alcanzar, en 1953, un máximo que rebasaba ampliamente el millón de tpa. Sin embargo, el uso ha disminuido mucho recientemente y, en 1976, ascendió a tan sólo 41.000 toneladas cortas, incluyendo el empleo del "fosfato coloidal", que es un material fino que se obtiene de los estanques de desechos de Florida.

Este descenso del empleo se atribuye a dos factores. En primer lugar, la producción en gran escala de fosfatos de alta concentración (SFT y DAP) ha hecho bajar tanto el precio de estos materiales servido al agricultor que la fosforita molida ya ofrece pocas ventajas de costo, sobre todo si ha de transportarse a largas distancias. En segundo lugar, los fosfatos granulares son mucho más fáciles de manipular y de aplicar al suelo que la fosforita molida fina.

Se ha defendido el empleo de la fosforita molida para la regeneración de suelos bajos en fósforo de fincas abandonadas o de tierras nuevas (sin cultivo previo) en que escasee el fósforo nativo. Para estos fines se recomienda una aplicación intensa, del orden de 1-3 t/ha, que puede repetirse a intervalos de entre cinco y diez años. Además, la fosforita se utiliza en Europa como sustitución para la escoria básica a fin de mantener la fertilidad del suelo, usualmente mediante aplicaciones relativamente amplias espaciadas a intervalos de varios años. En cualquiera de los dos casos puede haber una aplicación supletoria de fertilizantes fosfatados solubles, según las necesidades del cultivo de que se trate.

En ensayos efectuados sobre resultados para una sola cosecha, las fosforitas más reactivas han mostrado una eficacia casi igual a la de los superfosfatos en relación con algunos cultivos y suelos.

7. Métodos de medición de la reactividad de la fosforita

Se han efectuado experimentos con numerosos métodos químicos, y varios de estos métodos se utilizan comercialmente para evaluar la reactividad de la fosforita destinada a aplicación directa.

Los principales extractantes utilizados para evaluar la reactividad de la fosforita son el ácido cítrico, el ácido fórmico, el citrato amónico neutro y el citrato amónico alcalino. Este último se utiliza principalmente para evaluar fosfatos aluminicos calcinados.

La mayoría de estos reactivos no se destinaban en principio a evaluar la reactividad de las fosforitas. Por ejemplo, las soluciones de citrato amónico neutras y alcalinas se destinaban originalmente a separar los productos de reacción

química de los superfosfatos y otros fertilizantes de la fosforita no reaccionada, pues se suponía que la fosforita no reaccionada era insoluble en esos reactivos. La extracción con ácido cítrico se desarrolló para evaluar la escoria básica (Thomas), que es un material fertilizante muy extendido en los países europeos. En cambio, la extracción con ácido fórmico se desarrolló al parecer específicamente para la fosforita.

En casi todos los métodos de extracción se aplica una relación entre el peso de la muestra y el volumen de extracción de 1 gramo : 100 ml. Los tiempos de extracción oscilan usualmente entre 30 minutos y una hora. A veces se especifican las temperaturas de extracción y la agitación que ha de aplicarse. Por ejemplo, en el método de la AOAC se utiliza citrato amónico neutro de determinada concentración (1 g de muestra, 100 ml de solución) con extracción durante 30 minutos a 65 C. En el método Wagner se utilizaba solución de ácido cítrico al 2%, y 30 minutos de extracción a 17.5 C.

Se han hecho experimentos variando las condiciones de extracción en cuanto a temperatura, relación muestra : extractante, tiempo de extracción, y concentración de la solución, con vistas a ajustar más estrechamente los valores obtenidos con los datos agronómicos. También se ha probado a efectuar extracciones sucesivas de una misma muestra.

Una de las desventajas de todos estos métodos es que el porcentaje de P₂O₅ extraído depende de la calidad de la fosforita, especialmente cuando ésta contiene ganga de minerales inertes como sílice. Por ejemplo, en una serie de ensayos efectuados con mezclas de fosforita de Carolina del Norte y cuarzo en relaciones que oscilaban entre 91:9 y 50:50, la cantidad de P₂O₅ extraída de una muestra de un gramo de la mezcla fue casi constante (5.5-6.0% en la muestra), pero el porcentaje del P₂O₅ total extraído aumentó del 21.0 al 36.9 a medida que disminuía la calidad de la mezcla. Así pues, si se toma como reactividad el porcentaje de P₂O₅ extraído, la reactividad aparente aumenta al disminuir la calidad. Esta situación tiende a desalentar un beneficio eficiente ya que, cuando se alcanza una calidad superior se rebaja la reactividad aparente. También cabe en lo posible que comerciantes poco escrupulosos reduzcan deliberadamente la calidad añadiendo un diluyente sin valor para elevar la reactividad aparente.

Para eliminar el efecto fortuito de la calidad, Lehr y McClellan han desarrollado el concepto de la "citrosolubilidad absoluta", conforme al cual el P₂O₅ disuelto se expresa como porcentaje del contenido en P₂O₅ de un apatito exento de ganga [4]. Este último puede estimarse por medio de datos obtenidos por rayos X o bien mediante una

caracterización química y mineralógica completa. Las desventajas de este método son las siguientes:

1. La estimación del contenido en P₂O₅ del apatito requiere un equipo y unas aptitudes técnicas que no se encuentran por todas partes.
2. El contenido en P₂O₅ del apatito oscila entre el 34 y el 42%, con lo que el método introduce una variable que no está claramente relacionada con la reactividad.

Algunos minerales que se dan con frecuencia en la fosforita reducen la solubilidad del P₂O₅ en los diversos extractantes. Los más importantes de entre ellos son la calcita y la dolomita. También el yeso o cualquier sal cálcica soluble influye en la solubilidad del P₂O₅ en los métodos de citrato amónico neutro. Estos materiales pueden eliminarse utilizando disolventes apropiados antes de determinar la solubilidad del P₂O₅.

En un ensayo en que se extrajeron con citrato amónico neutro seis tipos de fosforita exentos de calcita, el valor medio de P₂O₅ extractado fue del 5% de la muestra en peso o sea el 16% del total de P₂O₅. Con adiciones de 1%, 2% y 4% de calcita, la extracción de P₂O₅ se redujo en la forma siguiente:

Adición de calcita, en %	0	1	2	4
P ₂ O ₅ extraído, % del total de P ₂ O ₅	16	12	10	9

Es decir, que incluso una cantidad pequeñísima de calcita en la fosforita origina una gran reducción del porcentaje de solubilidad del P₂O₅ en un citrato amónico neutro. La calcita afecta también a la solubilidad del P₂O₅ en el ácido cítrico y en el ácido fórmico: en uno de los ensayos, la reducción de solubilidad causada por un 10% de calcita fue del 37 al 26% para el ácido cítrico y del 59 al 47% para el ácido fórmico.

En el cuadro I se representan los resultados de solubilidad obtenidos con cuatro métodos de extracción distintos, con muestras de fosforita procedentes de seis yacimientos estadounidenses diferentes. El método en que se utiliza el citrato amónico ácido (con un pH de 3) es un método experimental prometedor que ha sido utilizado por la TVA y por el CIDE. Los otros tres métodos se usan comercialmente en algunos países. Los resultados de estos ensayos y de otros análogos se han comparado con los obtenidos en diversos ensayos agronómicos. Se advirtió una relación bastante estrecha entre la eficiencia agronómica para la primera cosecha en dos invernaderos y los valores de solubilidad por cualquiera de los métodos de extracción; el método con un pH de 3 fue el que dio la correlación más estrecha. Sin embargo, en algunos ensayos con cultivos de campaña larga, apenas hubo diferencia en cuanto a la eficacia de las fosforitas de distintas procedencias. Asimismo, la correlación

de las solubilidades con las respuestas residuales fue menos satisfactoria.

Las conclusiones generales fueron las siguientes:

1. En todos los métodos de extracción se obtuvo una correlación bastante buena con la eficacia agronómica relativa para la primera cosecha en este experimento. En este experimento, y en otros, la extracción con citrato amónico ácido (pH 3) fue la que arrojó la mejor correlación.
2. Ninguno de los métodos mostró buena correlación con la eficacia residual o el valor agronómico a largo plazo.

En otro experimento, se utilizó un grupo de fosforitas en invernaderos y en el campo de Colombia [7]. En el cuadro 2 se indican las reactividades expresadas como solubilidad del P₂O₅ en diversos reactivos.

En el cuadro 3 se comparan los resultados agronómicos obtenidos en estos ensayos. En el ensayo de campo con mandioca, se obtuvo buena respuesta para todas las fosforitas pero no se advirtió ninguna diferencia estadísticamente significativa entre las diferentes rocas. En el cuadro 4 se indican los coeficientes de correlación de la solubilidad y el rendimiento unitario para los otros dos experimentos. En estos ensayos, las tres fosforitas más reactivas (Gafsa, Sechura y Carolina del Norte) mostraron siempre por lo menos el 80% de la efectividad del material patrón, que era escoria básica para la hierba de Guinea y la mandioca y superfosfato triple en el caso de los ensayos con frijoles.

La mejor correlación se obtuvo con el método en que el pH era de 3 cuando la solubilidad del P₂O₅ se expresó como porcentaje de la muestra. Si

CUADRO 1. SOLUBILIDAD DE LAS FOSFORITAS EN DIVERSOS EXTRACTANTES EN COMPARACION CON SU EFICIENCIA AGRONOMICA^a

	Procedencia de la fosforita					
	Carolina del Norte	Florida septentrional	Florida central	Tennessee	Idaho	Missouri
Total de P ₂ O ₅	30,5	32,4	32,7	30,7	32,5	34,7
	% del total de P ₂ O ₅ extraído					
Citrato amónico, pH 7 ^{b,c}	26,1	20,4	16,2	14,9	11,5	1,4
Acido cítrico, 2 %	49,6	29,7	25,7	25,3	23,8	6,0
Acido fórmico, 2 %	85,8	30,3	28,0	21,3	33,1	5,0
Citrato amónico, pH 3 ^b	81,1	48,4	42,3	31,5	27,9	5,3
	Eficiencia agronómica relativa, SFT = 100 ^d					
Arroz ^e	84	46	37	6	24	0
Maíz ^e	77	41	34	10	33	1

^aTomado de estudios inéditos realizados en cooperación por la TVA y el CIDE.

^bLa concentración de la solución de citrato amónico era equivalente a 185 g de ácido cítrico por litro.

^cExtracción durante 30 minutos a 65 °C (método AOAC). Todos los demás, extracción durante una hora a la temperatura ambiente.

^dAumento del rendimiento unitario expresado como porcentaje de la respuesta al SFT.

^eExperimento en invernadero. Engelstad, O. P., A. Jugsujinda, y S. K. De Datta, 1974. *Soil Science Society of America Proceedings*, 38: 524-529.

^fExperimento en invernadero. Khasawneh, F. D., información inédita de la TVA.

CUADRO 2. ESCALAS DE REACTIVIDAD DE LAS FOSFORITAS MEDIDAS POR DIVERSOS METODOS

Fuente de la fosforita	Total de P ₂ O ₅ en la roca, %	P ₂ O ₅ soluble, % en la roca					Citrosolubilidad absoluta, % ^d
		Citrato amónico neutro		Acido cítrico al 2 %	Acido fórmico al 2 %	Citrato amónico con pH 3	
		1	2				
Huila (Colombia)	20,9	0,8	3,4	5,2	6,2	10,5	12,2
Pesca (Colombia)	19,8	1,9	1,9	7,0	5,3	8,3	9,7
Sechura (Perú)	30,0	5,3	5,4	15,2	21,8	24,1	14,9
Gafsa (Túnez)	30,0	4,9	5,6	14,1	22,4	21,1	18,5
Carolina del Norte	29,9	7,2	6,7	15,9	25,7	24,8	19,8
Florida central	32,7	3,0	3,2	8,4	8,2	14,0	10,1
Tennessee	20,1	2,6	2,7	8,8	6,9	9,8	5,1

^dSolubilidad del P₂O₅ en citrato amónico neutro conforme se determina por el método descrito en la referencia [4].

CUADRO 3. RESPUESTA DE LOS CULTIVOS, EN RENDIMIENTO RELATIVO EN MATERIA SECA, A SIETE FOSFORITAS DISTINTAS

Procedencia de la fosforita	Rendimiento unitario relativo en materia seca		
	Herba de Guinea ^a	Frijol ^b	Mandioca ^b
Huila	40	82	90
Pesca	50	60	88
Sechura	100	92	—
Ortisa	85	90	100
Carolina del Norte	88	100	98
Florida central	57	78	92
Tennessee	38	67	86
Sin P (patrón)	0	43	41

^aExperimento en invernadero

^bExperimento en campo

CUADRO 4. CORRELACION ENTRE DIVERSAS ESCALAS DE REACTIVIDAD DE LAS FOSFORITAS Y EL RENDIMIENTO EN MATERIA SECA DE LA HIERBA DE GUINEA Y LOS FRIJOLES

Método de evaluación	Coeficiente de correlación r	
	Herba de Guinea	Frijoles
Citrato amónico neutro ^a	0,867	0,778
Citrato amónico neutro ^b	0,927	0,961
Acido cítrico al 2%	0,921	0,774
Acido fórmico al 2%	0,944	0,879
Citrato amónico, con pH 3	0,984	0,910
Citrosolubilidad absoluta	0,811	0,874

^aPrimera extracción

^bSegunda extracción

se expresa como porcentaje del total de P_2O_5 , la correlación era pobre porque las fosforitas de baja concentración arrojaban una reactividad aparente relativamente elevada.

El hecho de que hubiera poca diferencia en la eficacia de las diferentes fosforitas en el experimento con la mandioca da idea de que la reactividad de la fosforita no siempre es factor de gran importancia.

El experimento de campo con los frijoles se continuó durante 3 cosechas, lo cual abarcaba un período de unos 18 meses. Los resultados mostraron que la eficacia agronomica relativa de las fosforitas, en comparación con las del SFT, aumentaba con el tiempo [8].

Eficacia agronomica relativa de las fosforitas

	Eta reactividad	Meliana reactividad	Baja reactividad
Primera cosecha	90	71	29
Segunda cosecha	105	65	40
Tercera cosecha	115	95	85
Total de las 3 cosechas	105	77	51

Se llegó a la conclusión de que juzgar la eficacia agronomica basándose sólo en una cosecha no es suficiente.

Lehr y McClellan han examinado varios centenares de muestras de fosforita tomadas de las principales fuentes mundiales [4]. Un hallazgo notable es que la reactividad de muestras distintas tomadas de una misma ubicación geográfica puede variar dentro de límites muy amplios. En algunos casos, muestras de rocas de estratos distintos de una misma mina pueden tener reactividades distintas.

Si bien es necesario disponer de un método químico perfeccionado para evaluar la reactividad de las fosforitas destinadas a la aplicación directa, es evidente que la reactividad es sólo uno de los factores que influyen en la utilidad agronomica y económica. Por consiguiente, los valores de reactividad sólo tienen validez como orientación general; igualmente importante es dónde y cómo utilizar la fosforita.

8. Fosfato aluminico calcinado

Las menas que consisten primordialmente en minerales de fosfatos aluminicos hidratados son útiles para la aplicación directa si se calcinan previamente a una temperatura regulada. La calcinación puede hacerse en un horno rotativo o en un calcinador de lecho fluidizado. Con la calcinación se expulsa el agua combinada y por consiguiente se eleva la calidad de los minerales fosfatados y se destruye su cristalinidad, con lo cual mejora la reactividad del fosfato.

En la actualidad, sólo se conocen dos menas de fosfato aluminico que puedan utilizarse en aplicación directa después de la calcinación. Una de ellas se encuentra en el Senegal, cerca de Thies. La mena que se extrae de la mina tiene aproximadamente el 29% de P_2O_5 (base seca); después de calcinada, contiene más del 34% de P_2O_5 . Un análisis parcial del producto calcinado sería el siguiente:

P_2O_5	34,6%
Al_2O_3	35,9%
CaO	10,9%
Fe_2O_3	9,1%
SiO_2	2,9%
TiO_2	1,9%
MgO	0,3%

Tras la calcinación, la mena se tritura hasta que el 95% pase por un tamiz de 100 mallas y se comercializa para aplicación directa con el nombre comercial "Phospal". Aproximadamente el 75% del P_2O_5 es soluble en citrato amónico alcalino. Los ensayos de campo pusieron de manifiesto que la eficacia del producto como fertilizante era aproximadamente igual a la del superfosfato en los suelos calcáreos, neutros y ácidos [9]. El

superfosfato era marginalmente mejor inmediatamente después de la aplicación, mientras que el Phospal era mejor en los ensayos a largo plazo. El producto se utiliza principalmente en Francia, en el Senegal y en algunos países contiguos.

Se encuentra una mena similar en el estrato superior ("calidad C") de los yacimientos de fosfato de la isla de Christmas. La mena de calidad C contiene aproximadamente un 25% de P_2O_5 (base seca); después de la calcinación, el campo de composición es el siguiente:

P_2O_5	29%-33%
Al_2O_3	29%-24%
CaO	15%-21%
Fe_2O_3	11%-19%
CO_2	0,9%-1%
F	0,6%-0,8%

La calcinación se efectúa en un lecho fluidizado. Los resultados de los experimentos efectuados muestran que la máxima citrosolubilidad se obtiene en el campo de los 400-600°C. La máxima solubilidad del P_2O_5 es del 75%, aproximadamente, en la solución de citrato amónico, ya sea neutra o alcalina; la solubilidad en la solución de ácido cítrico al 2% es muy inferior: del 20-30%, aproximadamente. El producto se utiliza para aplicación directa después de molerlo hasta que pase por un tamiz de 100 mallas (0,15 mm de luz).

Tanto el Phospal del Senegal como el producto de la isla de Christmas pueden enviarse a granel después de la calcinación para ser molidos en el país importador.

Parte del producto molido se utiliza en mezclas con otros materiales fertilizantes. Sin embargo, si la mezcla se reduce a gránulos del tamaño usual (1-4 mm), la eficacia agronómica es menor, por lo menos en la primera campaña siguiente a la aplicación.

La TVA ha efectuado experimentos con menas de "zona lixiviada" de Florida que también contienen un alto porcentaje de minerales de fosfato aluminico: millisita, crandallita, y wavellita [10]. Se halló que la máxima citrosolubilidad del P_2O_5 , que era del 70-79%, se obtenía calcinando a 500-600°C. Sin embargo, el material de la zona lixiviada es de baja concentración y de composición variable, por lo que no se presta para la utilización comercial.

C. Ácido sulfúrico

El ácido sulfúrico es una importante materia prima para la producción de fertilizantes fosfatos y, en mucho menos grado, para la de fertilizantes nitrogenados y potásicos. La producción mundial de ácido sulfúrico ascendió en 1977 a unos 121 millones de toneladas [11]. Probable-

mente, la mitad aproximadamente de la producción se destinó a la fabricación de fertilizantes.

Aproximadamente el 58% de la producción mundial se basó en azufre elemental, el 25% en las piritas, y el 17% en otras fuentes. De las demás fuentes, la principal fue el ácido sulfúrico recuperado como subproducto de las operaciones de fundición.

En general, el ácido sulfúrico se produce por oxidación catalítica del dióxido de azufre (SO_2) que se transforma en trióxido de azufre (SO_3), que es luego absorbido en el agua para formar ácido sulfúrico (H_2SO_4). En la práctica, el SO_3 es absorbido en ácido sulfúrico cuya concentración se regula (por lo general, manteniéndola en torno al 98%) mediante la adición de agua.

No existen variaciones importantes de interés comercial respecto de esta química básica. Lo que sí hay son alternativas en cuanto a la procedencia del SO_2 y al método de conversión en SO_3 . Los dos procesos principales para la conversión del SO_2 se conocen con el nombre de proceso en cámaras de plomo y proceso por contacto. En el antiguo procedimiento de las cámaras de plomo, que se introdujo en Europa hacia mediados del siglo XVIII, se utilizan óxidos de nitrógeno como catalizadores portadores de oxígeno para la conversión del SO_2 en SO_3 [12, 13]. Las reacciones que producen el SO_3 y el ácido sulfúrico tienen lugar dentro de unas gigantescas cámaras de plomo (que dan nombre al proceso) o en torres compactadas que pueden sustituir a las cámaras. Las principales desventajas del proceso en cámaras son las limitaciones en la cantidad obtenida, en la calidad y en la concentración (usualmente, de unos 60° B \acute{e} , o aproximadamente un 78% de H_2SO_4). Todas las fábricas nuevas conocidas utilizan el proceso por contacto, aunque quizá funcionen todavía algunas fábricas antiguas con el proceso en cámaras.

En el proceso por contacto, el SO_2 se convierte en SO_3 utilizando un catalizador de metal o de metal-óxido. En tiempos se utilizaba mucho como catalizador el platino, pero, en vista de lo elevado de su precio inicial y de su susceptibilidad al "envenenamiento", ha sido desplazado en gran parte por el óxido de vanadio [14]. El SO_3 se pasa a una torre de absorción en la que queda absorbido en un ácido concentrado de recirculación. Existen muchas variantes del proceso por contacto, según el tipo de materias primas de que se disponga y otras consideraciones; además, hay variantes tecnológicas relacionadas con la multiplicidad de empresas de proyección/construcción que ofrecen servicios en esta esfera. Las principales ventajas del proceso por contacto es que se puede producir directamente ácido concentrado (98% de H_2SO_4) y de gran pureza, y que últimamente han pasado a ser

corrientes las plantas compactas de capacidad bastante elevada, que llegan incluso hasta las 2.000 tpd.

1. Obtención de ácido sulfúrico a partir del azufre elemental

El azufre elemental, llamado también "azufre fundido", es la fuente predilecta de ácido sulfúrico siempre que se dispone de él a un costo razonable. El azufre elemental puede extraerse por el conocido proceso Frasch, o bien obtenerse de menas volcánicas, recuperarse de gas natural rico en ácido sulfúrico u obtenerse del petróleo. También es posible —y, a veces, comercialmente factible— producir azufre elemental a partir de piritas y de otras menas de sulfuros y a partir de la hulla.

El azufre comercial tiene normalmente una pureza del 99,5% o superior. El azufre "oscuro" de la clasificación comercial estadounidense ("dark sulphur") contiene hasta un 0,5% de impurezas consistentes en hidrocarburos; el azufre "brillante" ("bright sulphur") tiene menos de un 0,1% aproximadamente (medidas como carbono). El azufre "oscuro" ocasiona dificultades en algunos tipos de instalaciones que queman azufre. Ahora bien, ya se han desarrollado métodos que permiten utilizar el azufre oscuro sin dificultad. Otro factor cualitativo es el contenido en cenizas, que debe ser muy bajo para evitar que se acumule polvo en el lecho del catalizador. Las impurezas sólidas pueden eliminarse del azufre fundido mediante filtración [15]. También se puede, utilizando un filtro de gas caliente, eliminar del gas caliente que sale del quemador de azufre el polvo producido por las cenizas del azufre.

La mayoría de las instalaciones que queman azufre están concebidas de modo que utilicen éste en forma líquida, aunque también se han utilizado instalaciones alimentadas con producto sólido. En muchos casos, el azufre se transporta en forma líquida, con buques, barcasas o vagones de ferrocarril especialmente equipados al efecto. En este caso, el azufre se almacena en forma líquida en el terminal de recepción de la planta hasta su utilización. Cuando el azufre se recibe en forma sólida, suele fundirse antes del uso.

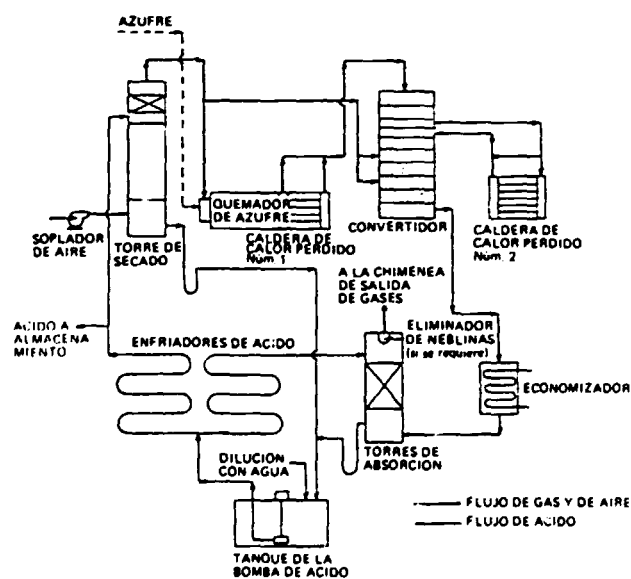
En la producción de ácido sulfúrico a partir del azufre, se libera calor en diversas etapas del proceso, en la forma siguiente [16]:

Reacción	Calor desprendido, kcal/mol. de H_2SO_4
$S + O_2 \rightarrow SO_2$	70,9
$2SO_2 + O_2 \rightarrow 2SO_3$	23,5
$SO_3 + H_2O \rightarrow H_2SO_4$	32,8
Reacción total	
$S + 1-1/2 O_2 + H_2O \rightarrow H_2SO_4$	126,2

Se puede liberar algún calor más, pero no mucho más, por dilución del ácido sulfúrico hasta dejarlo en la concentración usual del 98 o el 93%. El calor liberado en total equivale a unos 1,3 millones de kcal/tonelada de H_2SO_4 . La recuperación de una porción máxima de este calor como energía utilizable constituye un objetivo importante.

En una fábrica normal de ácido sulfúrico (figura 1), el azufre fundido se quema con aire seco. El aire se deseca en una torre de desecación por contacto con ácido sulfúrico concentrado. El azufre se calcina en una cámara de combustión con revestimiento interior refractario y aire en exceso a una temperatura de 950-1.100°C, lo que produce un gas de combustión que contiene aproximadamente un 10% de SO_2 . El gas se enfría en una caldera, que genera vapor, hasta unos 420°C, que es la temperatura deseable para su ingreso en el convertidor catalítico. Parte del exceso de aire puede desviarse apartándose del mechero y de la caldera para regular la temperatura de la cámara de combustión y reducir la capacidad que haya de darse a la caldera. Otra posibilidad consiste en añadir aire sobrante entre las capas del catalizador para regular la temperatura durante la conversión.

Figura 1. Planta de ácido sulfúrico de un solo contacto, que quema azufre



Por lo general, la conversión catalítica del SO_2 en SO_3 se efectúa en tres o más etapas (capas del catalizador) con enfriamiento del gas entre unas etapas y otras a fin de que la temperatura se mantenga dentro del campo deseado de 420-450°C. Las etapas de conversión se efectúan por contacto

del gas con capas sucesivas de catalizador de óxido de vanadio que a menudo se disponen en diversos tramos de una sola torre.

El gas que sale de la primera capa del catalizador puede estar a una temperatura de 580-600°C y ha de enfriarse hasta el campo de los 420-450°C para promover la eficacia de conversión en la segunda capa, dado que a temperaturas más altas las condiciones de equilibrio serían desfavorables. El enfriamiento puede hacerse por inyección de aire fresco o por intercambio de calor para producir más vapor. De la misma manera, se requiere el enfriamiento entre la segunda y la tercera capa, y entre las capas sucesivas, pero el aumento de temperatura es menor que en el caso de la primera capa.

El gas que sale de la torre se enfría más en un intercambiador de calor (economizador) antes de entrar en la torre de absorción, en la que el SO₂ es absorbido en una corriente de ácido sulfúrico concentrado que está sujeta a recirculación. El ácido sulfúrico se mantiene dentro del campo de concentraciones deseado (por lo general, en torno al 98% de H₂SO₄) mediante la adición de agua, y se controla su temperatura para que permanezca dentro del campo deseado de 70-90°C, que se miden en la entrada a la torre, refrigerando el ácido de recirculación. Parte del ácido va a la torre de secado por aire que ya se ha mencionado, donde la humedad del aire que entra suministra parte del agua que se necesita para la reacción.

Como el calor que se libera en esta etapa está a un nivel de baja temperatura, apenas puede aprovecharse.

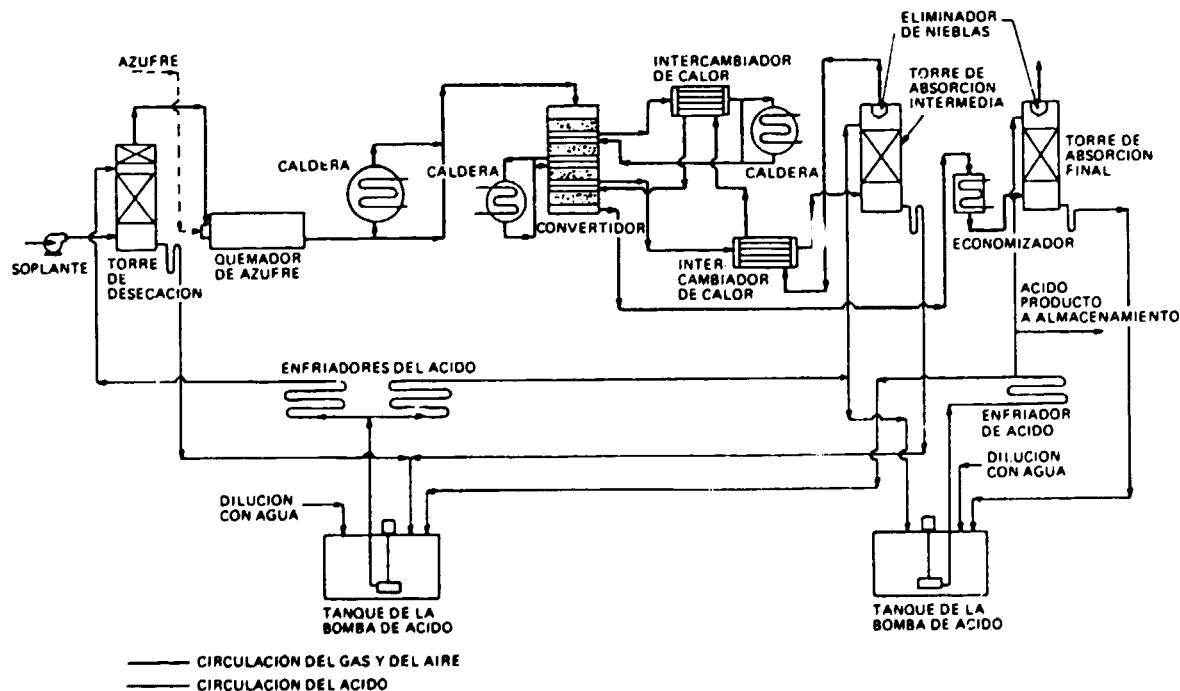
En el proceso de absorción sencilla arriba descrito, la recuperación de azufre como ácido sulfúrico es del 97-98%; el resto se pierde a la atmósfera como SO₂. En la mayor parte de los países, la descarga en la atmósfera de esta cantidad de SO₂ se considera inaceptable, por razones ambientales. Por consiguiente, la mayoría de las fábricas usan un sistema de doble contacto y doble absorción (DC/DA) como el que se representa en la figura 2. El gas, después de pasar por tres capas de catalizador, va a la primera torre de absorción, donde se elimina el SO₂. El gas se recalienta luego hasta unos 420°C, se hace pasar por la cuarta capa de catalizador y luego se enfría y se envía a la segunda torre de absorción.

En la reacción,



de eliminación del producto de reacción SO₃, se facilita una conversión más eficiente en la última capa del catalizador. El proceso DC/DA reduce la pérdida de SO₂ a menos de dos kilos de SO₂ por tonelada de H₂SO₄. También se requieren eliminadores de nieblas de gran eficiencia para limitar la pérdida de nieblas de H₂SO₄ a menos de 0.05 kg por tonelada de H₂SO₄. Es decir, que en una instalación DC/DA, se debe recuperar en total no menos del 99.7%.

Figura 2. Planta de doble contacto y doble absorción para la producción de ácido sulfúrico por combustión de azufre



El uso del sistema DC/DA añade un 10-15% al costo de la planta en comparación con el proceso antiguo de una sola absorción. También consume más energía y produce menos vapor u otra energía recuperable. Hay otra posibilidad —al parecer, menos costosa— que consiste en recuperar el SO_2 de una instalación de absorción única mediante depuración con amoníaco [17]. La depuración del gas con una solución de amoníaco produce una solución de sulfito/bisulfito amónicos que luego se acidula con ácido sulfúrico. El SO_2 liberado vuelve al proceso del ácido sulfúrico y queda una solución concentrada de sulfato amónico que puede utilizarse en una fábrica de fertilizantes. Otra posibilidad es la de acidular la solución sulfito/bisulfito amónicos con ácido fosfórico, produciendo una solución de fosfato amónico. Hay numerosos otros procesos de depuración del gas residual que producen diversos subproductos o productos de desecho.

El funcionamiento de una fábrica de ácido sulfúrico con presión tiene ciertas ventajas: el equipo es menor y menos costoso, se requiere menos catalizador, y las condiciones de equilibrio y velocidades de reacción en las etapas de conversión y de absorción son más favorables. La primera instalación a presión fue construida por la empresa Produits Chimiques Uguine Kuhlmann en una fábrica situada cerca de Lyon (Francia), que empezó a funcionar en 1972. Tiene una capacidad de 550-575 tpd. En un artículo reciente se describen sus antecedentes de funcionamiento y se da el diagrama del proceso [18]. En la fábrica se utiliza un proceso de doble contacto y doble absorción y se funciona a una presión de 5 atm, medida a la salida del compresor de aire. La eficiencia de conversión lograda durante el primer quinquenio de funcionamiento fue de 99,80-99,85%. Se calcula que el costo de inversión fue un 10% menos que el de una fábrica ordinaria (sin presión) pero, para capacidades mayores —de hasta 2,000 tpd— se podría llegar a ahorrar el 17% de la inversión. Unas dos terceras partes de la energía necesaria para la compresión se recupera por expansión del gas residual recalentado en una turbina que impulsa al compresor. Los resultados de la operación se resumen a continuación [18]:

Consumo de azufre	330 kg/t
Energía eléctrica	65 kWh/t
Vapor subproducto (a 40 atmósferas)	990 kg/t
Agua para el proceso y para enfriamiento	Igual que en los procesos ordinarios
Mantenimiento	3-4% del costo de capital
Mano de obra de producción	2 operarios por turno
Concentración del ácido	99,0-99,5% de H_2SO_4

Se señalaba que la instalación fue proyectada en 1970, antes de la crisis energética, y que sería posible introducir algunas mejoras en cuanto a la recuperación de calor y de energía, lo cual sería económicamente deseable en las circunstancias actuales.

Hay otro proceso con presión, desarrollado recientemente y bautizado con el nombre de proceso CIL (de la Chemetics International Com. Ltd., organización canadiense). Se opera este proceso a 8 atm, a base de un sistema de un solo contacto y una sola absorción. Lo que caracteriza al proceso es que el SO_2 que queda en el gas que sale del convertidor es absorbido en el ácido sulfúrico de la torre de absorción. El ácido que contiene el SO_2 disuelto pasa luego a la torre de secado por aire donde el SO_2 disuelto queda separado del ácido, por arrastre químico, y pasa a la corriente de aire, con lo cual se recicla luego, por el quemador de azufre, al convertidor.

La solubilidad del SO_2 en el ácido sulfúrico aumenta con el aumento de presión y con la disminución de la temperatura. En una planta ordinaria que funcione a 1 atm y con una temperatura del ácido de 110°C, la solubilidad del SO_2 en el ácido sulfúrico es tan sólo de 8 ppm. Sin embargo, elevando la presión a 8 atm y rebajando la temperatura a 49°C, la solubilidad del SO_2 se eleva hasta 190 ppm. En estas condiciones, la cantidad de SO_2 que puede transferirse en la corriente de ácido a la torre de secado por aire y luego a la corriente de aire de entrada es considerable. Cameron y sus colaboradores indican que no hay límite teórico a la cantidad de SO_2 que puede recuperarse y reciclarse; depende del ritmo de recirculación del ácido entre las torres de absorción y de secado por aire [19]. En una planta ordinaria, cada torre tiene su propio sistema de recirculación del ácido (véase la figura 1) y el único cambio mutuo que hay entre los sistemas es el destinado a mantener las concentraciones de ácido al nivel deseado. En el sistema CIL, la mayor parte de la recirculación se efectúa entre los dos sistemas. Al parecer, este sistema puede con facilidad alcanzar o exceder la eficiencia del 99,7% que se requiere para cumplir las normas estadounidenses de control de la contaminación.

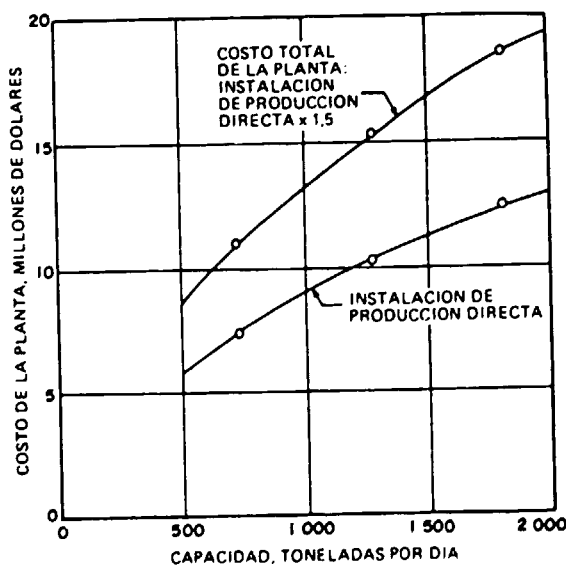
El proceso CIL tendría las ventajas de un proceso a presión, que se han indicado ya al describir el proceso Kuhlmann, más la ventaja de que sólo requiere equipo para un contacto y una absorción, lo cual evidentemente reduciría los costos de capital y simplificaría el funcionamiento de la planta. Sin embargo, para mantener la temperatura del ácido a un nivel relativamente bajo (de unos 50°C) en la torre de absorción se requerirían varios enfriamientos. No se sabe hasta qué punto se utiliza el proceso CIL en la práctica comercial.

Costos de capital

En la figura 3 se dan las estimaciones del costo de capital de las fábricas de ácido sulfúrico sistema DC/DA basadas en el azufre elemental. La curva inferior corresponde al costo de la instalación de producción directa en un país industrial. La estimación se basa en costos correspondientes a principios de 1977 y no se ha tenido en cuenta la futura inflación. Comprende un margen para instalaciones destinadas a almacenar azufre y ácido sulfúrico correspondientes a la producción de 4 semanas. No se ha previsto en la estimación el costo de una torre de enfriamiento para reutilizar el agua de enfriamiento. La curva superior se basa en el costo de la instalación de producción directa más un 50% para las instalaciones auxiliares y de apoyo, los trabajos de preparación de terrenos, etc.; los costos variarán según la ubicación y las instalaciones coexistentes. Cuando la planta de ácido sulfúrico forme parte de un complejo industrial o de producción de fertilizantes, probablemente el margen que se ha dejado resulte suficiente. Para emplazamiento en un país en desarrollo, los costos deben aumentarse en un 25% o más para tener en cuenta el mayor costo de la entrega y la construcción.

Normalmente, la planta produce el vapor suficiente para impulsar el principal compresor para el suministro de aire y las bombas que se utilizan para alimentar de agua a las calderas, más 1,2 toneladas de vapor adicional por tonelada de H₂SO₄. Este sobrante de vapor puede utilizarse para generar energía eléctrica, para concentrar ácido fosfórico o con otros fines.

Figura 3. Costo de capital de plantas de ácido sulfúrico que queman azufre, sistema de doble contacto, en los Estados Unidos o en Europa, 1977



Costos de producción

En el cuadro 5 se da una estimación del costo de la producción de ácido sulfúrico a partir de azufre en una planta con capacidad nominal de 600 toneladas de H₂SO₄ por día que funcionase a plena capacidad durante 330 días al año.

Suponiendo un costo de 50 dólares por tonelada de azufre servida en la planta, el costo estimado de producción del ácido sulfúrico sería de 26.74 dólares por tonelada H₂SO₄ para plantas situadas en países desarrollados, o de 28.98 dólares para las situadas en un país en desarrollo, suponiendo que los costos de capital de la planta sean superiores en un 25%. Si se añade un 10% de rendimiento de la inversión, el costo con instalación propia sería de 31.79 y de 35.29 dólares para países desarrollados y en desarrollo, respectivamente.

El cuadro 6 da idea del efecto estimado de la escala de producción en los costos de producción y en el precio de transferencia. El cálculo —basado en un 100% de utilización de la capacidad— arroja los resultados que se resumen a continuación.

Capacidad en tpd de H ₂ SO ₄	Costo o precio \$/td de H ₂ SO ₄			
	País desarrollado		País en desarrollo	
	Costo de producción	Precio de transferencia	Costo de producción	Precio de transferencia
600	26.74	31.79	28.98	35.29
1 200	23.48	27.02	25.37	29.98
1 800	22.69	25.79	23.79	27.66

^aIncluye un 10% de rendimiento de la inversión

Mientras que, en general, las plantas de ácido sulfúrico no son difíciles de explotar a plena capacidad durante periodos largos, el mantener una alta utilización de la capacidad depende de la fiabilidad de las unidades de producción que utilizan el producto y de muchos otros factores. En el cuadro 7 se representa la influencia de la utilización de la capacidad en el precio de transferencia, suponiendo un costo del azufre de 50 \$/t y un rendimiento de la inversión del 10%, que suele ser el mínimo aceptable. Es evidente que la fuerte subutilización de la capacidad puede elevar considerablemente los costos. Funcionando al 60% de la capacidad, el precio de transferencia sube en unos 10 \$/t, por comparación con el precio correspondiente al funcionamiento al 90% de utilización de la capacidad, todo ello para una planta de 600 tpd situada en un país en desarrollo. Como se requieren una tres toneladas de ácido sulfúrico para obtener una tonelada de P₂O₅, como ácido fosfórico, la influencia de la baja utilización de la capacidad puede ser muy grave en una planta en que las dos unidades sean interdependientes.

CUADRO 5 COSTO DE PRODUCCION DEL ACIDO SULFURICO

Capacidad de la planta: 600 tpd, 198.000 tpa

Costo de capital, para país desarrollado, 10,0 millones de dólares; para país en desarrollo: 12,5 millones de dólares

Concepto	Cantidad	Costo unitario	Costo tonelada de H ₂ SO ₄	
Azufre	0,34 toneladas	50	17,00	
Agua de alimentación de la caldera	1,25 toneladas	0,32	0,40	
Agua de enfriamiento	25,8 toneladas	0,01	0,26	
Energía eléctrica	35 kWh	0,02	0,70	
Vapor (sobrante)	1,2 toneladas	2,50	3,00	
Costos relacionados con la mano de obra ^a	0,16 horas-hombre	15,40	2,46	
Total parcial			17,82	
			<i>País desarrollado</i>	<i>País en desarrollo</i>
Gastos de explotación			17,82	17,82
Gastos relacionados con el capital ^b			8,92	11,16
Costo total de producción			26,74	28,98
Rendimiento de la inversión, 10% ^c			0,05	6,31
Precio de transferencia ^c			31,79	35,29

^aComprende los gastos generales, los de control químico y suministros diversos^bCostos relacionados con el capital:

Amortización, 15 años	6,67% del costo de capital al año
Interés, al 8% de la mitad del costo de capital	4,00% del costo de capital al año
Mantenimiento	5,00% del costo de capital al año
Impuestos y seguros	2,00% del costo de capital al año

^cPrecios de transferencia entre plantas de la misma empresa

CUADRO 6. INFLUENCIA DE LA CAPACIDAD DE LA PLANTA EN EL COSTO DEL ACIDO SULFURICO (SUPONIENDO UNA PLANTA CON CAPACIDAD ANUAL DE 330 VECES LA CAPACIDAD DIARIA)

Capacidad, tpd	País desarrollado			País en desarrollo		
	600	1.200	1.800	600	1.200	1.800
Costo de la planta, en millones de dólares ^a	10,0	14,6	18,4	12,5	18,25	23,00
	<i>Costo, \$/t de H₂SO₄</i>					
Azufre	17,00	17,00	17,00	17,00	17,00	17,00
Costos relacionados con la mano de obra ^b	2,46	1,87	1,59	2,46	1,87	1,59
Costos relacionados con el capital ^c	8,92	6,25	5,74	11,16	8,14	6,84
Otros costos ^d	1,64	1,64	1,64	1,64	1,64	1,64
Costos de producción	26,74	23,48	22,69	28,98	25,37	23,79
Rendimiento de la inversión ^e	5,05	3,54	3,10	5,68	4,61	3,87
Precios de transferencia	31,79	27,02	25,79	34,66	29,98	27,66

^aLos costos de capital para los países desarrollados están tomados de la figura 3; se ha supuesto que para los países en desarrollo serán superiores en un 25%.^bSe ha supuesto que los costos anuales relacionados con la mano de obra serán proporcionales al 0,6 de la capacidad de la planta.^cVease la llamada b del cuadro 5.^dEnergía eléctrica, agua para alimentación de la caldera, agua de enfriamiento, y descuento por vapor sobrante.^eSuponiendo un rendimiento del 10% sobre el costo de la planta.

CUADRO 7. INFLUENCIA DE LA UTILIZACIÓN DE LA CAPACIDAD EN EL PRECIO DE TRANSFERENCIA DEL ÁCIDO SULFÚRICO, EN \$ t DE H₂SO₄^a

Capacidad nominal en tpd Utilización de la capacidad	80%	1 200	1 800
<i>Países desarrollados</i>			
100 ^b	31,79	27,02	25,79
90	33,62	28,32	26,95
75	37,28	30,91	29,27
60	42,75	34,79	32,74
<i>Países en desarrollo</i>			
100 ^b	35,29	29,98	27,66
90	37,50	31,60	29,03
75	41,93	34,85	31,76
60	48,57	39,73	35,86

^aCalculado a partir de los datos del cuadro 6 en la hipótesis de que los gastos anuales relacionados con la mano de obra y con el capital son constantes y que los gastos del azufre y servicios, así como la deducción por concepto de vapor propio, son constantes por tonelada de ácido sulfúrico.

^bCapacidad anual = capacidad diaria · 330

2. Producción de ácido sulfúrico a partir de piritas o de operaciones de fundición

Cuando la fuente de los gases que contienen SO₂ es la tostación de piritas (FeS₂), pirrotitas (aproximadamente Fe₃S₄), o menas de sulfuros no féreos, la planta de ácido sulfúrico es similar a la descrita más arriba (figuras 1 y 2), con las excepciones siguientes:

1. Se prescinde del horno para quemar azufre.
2. El gas de entrada ha de ser enfriado y depurado o purificado de alguna otra forma para eliminar todas las impurezas que pudieran envenenar al catalizador de conversión u obturar el lecho del catalizador.
3. El gas ha de secarse en una torre que utilice el ácido sulfúrico como agente de desecación.
4. El gas limpio y seco ha de calentarse hasta la temperatura de conversión (unos 420 °C). Por lo general, en la etapa de conversión se genera el calor suficiente para precalentar el gas de entrada mediante cambiadores de calor.
5. Como la concentración en SO₂ del gas es a menudo inferior a la del gas procedente de la combustión del azufre, todo el equipo debe ser correspondientemente mayor.

Al igual que en el caso de las plantas alimentadas con azufre, la planta de ácido sulfúrico puede usar el sistema de doble contacto o de depuración del gas residual para cumplir las exigencias de lucha contra la contaminación. Probablemente, una planta en que se utilice el dióxido de azufre procedente de la tostación del

sulfuro costará aproximadamente un 50% más que una planta que queme azufre incluyendo la purificación del gas, pero sin contar la operación de tostación. La recuperación de calor depende principalmente de cuánto calor puede recuperarse de la operación de tostación. En general, la cantidad de calor recuperado como vapor o en otras formas útiles es algo menos para una planta basada en las piritas que para una planta alimentada con azufre.

La piritas pura (FeS₂) contiene 53,4% de S y 46,6% de Fe. Sin embargo, a diferencia de las menas de azufre, las de piritas contienen muchas impurezas que afectan a su valor, ya sea positiva o negativamente. Después de la extracción y (por lo general) el beneficio, una piritas de calidad comercial puede contener entre el 40 y el 50% de S. Los elementos valiosos que más corrientemente aparecen junto con la piritas son el cobre, el plomo y el cinc. Sin embargo, la mena puede contener muchos otros elementos (por lo general, en forma de sulfuros) tales como níquel, cobalto, cadmio, bismuto, arsénico y pequeños porcentajes de plata y oro.

Se da a continuación un análisis parcial de las piritas españolas:

Composición de las piritas españolas [13]

	Piritas en bruto	Piritas tras la flotación
Azufre (S)	48 %	48 %
Cobre (Cu)	0,8 % - 1,2 %	0,3 %
Plomo (Pb)	0,5 % - 1,5 %	0,3 %
Cinc (Zn)	1,5 % - 2,5 %	0,4 %
Oro (Au)	1 g/t	1 g/t
Plata (Ag)	30 g/t	30 g/t

En la economía del tratamiento de las piritas es importante el factor recuperación de los metales valiosos y del hierro. El arsénico constituye una impureza indeseable, ya que tiende a formar compuestos volátiles durante la tostación, lo cual entorpece el funcionamiento de los intercambiadores de calor y los conductos. De todos modos, se han desarrollado ciertos métodos para solucionar este problema.

Cuando las piritas son relativamente ricas en cobre o en otros metales valiosos, la mena se puede separar por beneficio para obtener un concentrado de sulfuros no féreos, que se trata por separado. Otra posibilidad es la de disponer que el residuo de la tostación se trate por uno de los diversos métodos existentes para la extracción de sus elementos valiosos. Como este residuo o escoria está formado principalmente por óxido de hierro, la industria siderúrgica puede aprovecharlo como mineral de hierro. Ahora bien, como hay varias impurezas que son recusables en el mineral de hierro de aplicación siderúrgica, el tratamiento subsiguiente a la tostación puede cumplir el doble

fin de recuperar elementos valiosos y purificar la escoria para su uso en la industria siderúrgica.

La figura 4 representa un diagrama simplificado de la producción de ácido sulfúrico a partir de piritas. En el diagrama se representa un proceso de un solo contacto y una sola absorción. En casi todas partes sería necesario o bien un sistema de depuración de los humos de chimenea o una segunda etapa de contacto-absorción, a fin de reducir la contaminación atmosférica. El tratamiento o eliminación de la escoria, aun siendo un aspecto importante, queda fuera del ámbito del presente manual.

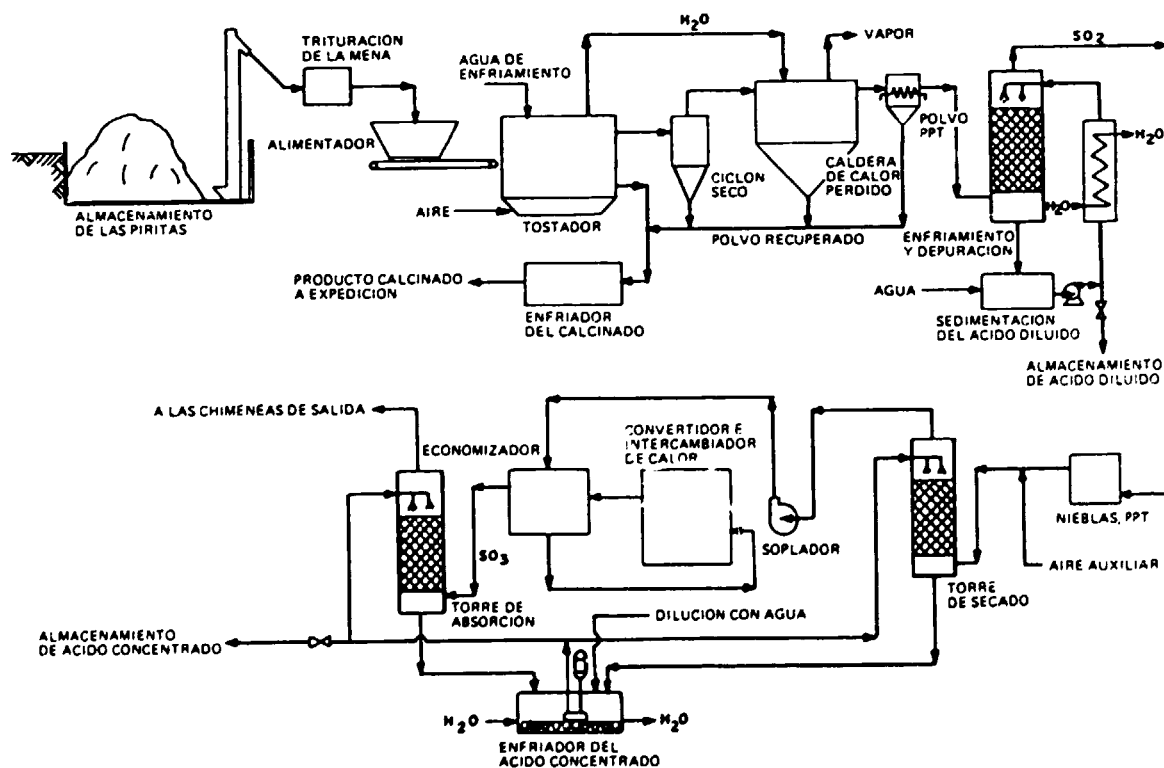
El costo de capital de la planta, incluida la etapa de tostación de la pirita, viene a ser de 2.6 veces el costo de una planta equivalente alimentada con azufre [20]. Basándose en las estimaciones que se dan en el cuadro 6, los costos de explotación relacionados con el capital serían mayores que para una planta basada en el azufre en unos 13 dólares por tonelada de H_2SO_4 en el caso de una planta con capacidad de 1.200 tpd situada en un país en desarrollo. Los costos de mano de obra y otros costos también serían mayores. Suponiendo que en total la diferencia por tonelada de H_2SO_4 sea de 15 dólares, es evidente que, a iguales costos de producción, el costo por tonelada de azufre contenido en las

piritas tendría que ser de 45 dólares menos que para el azufre elemental, a no ser que se le asigne algún valor a las escorias.

Lasaosa [20] ha presentado datos en los que se muestra que, en 1972, el costo neto del ácido sulfúrico obtenido a partir de piritas españolas, después de descontar los beneficios correspondientes al aprovechamiento de los subproductos, era menor que el del obtenido a partir de azufre. No cabe sacar ninguna conclusión general, dada la gran variedad que se aprecia en cuanto a calidad de las piritas, valor de los subproductos, y condiciones locales.

La recuperación de subproductos a partir de menas piríticas requiere un alto conocimiento tecnológico y puede resultar empresa ardua para un país en desarrollo. Entre los países que cuentan principalmente con las piritas como fuente para la obtención del ácido sulfúrico figuran Finlandia, Noruega, Suecia, España, Portugal, Italia, China y la URSS. En algunos otros países —como el Japón— se produce mucho ácido sulfúrico a partir de las operaciones de fundición. La distinción entre piritas y menas no férreas no está muy clara. En algunos países, una compañía que procesa menas con un 1% de cobre puede clasificarse como "fundición de cobre con producción de ácido sulfúrico como subproducto":

Figura 4. Diagrama simplificado de una planta de producción de ácido sulfúrico a partir de piritas



esa misma operación se clasificaría a lo mejor en otro país como "producción de ácido sulfúrico con producción de cobre como subproducto".

El proceso Outokumpu, desarrollado en Finlandia, consiste en someter a las pirritas a una tostación instantánea en lecho fluidizado. Aproximadamente la mitad del contenido en azufre se recupera como azufre elemental, y el resto se encuentra en el residuo, pirrotita, que es un sulfuro de hierro magnético. La pirrotita se puede tostar en atmósfera oxidante para recuperar el azufre restante como dióxido de azufre.

3. Producción de ácido sulfúrico a partir de sulfato cálcico

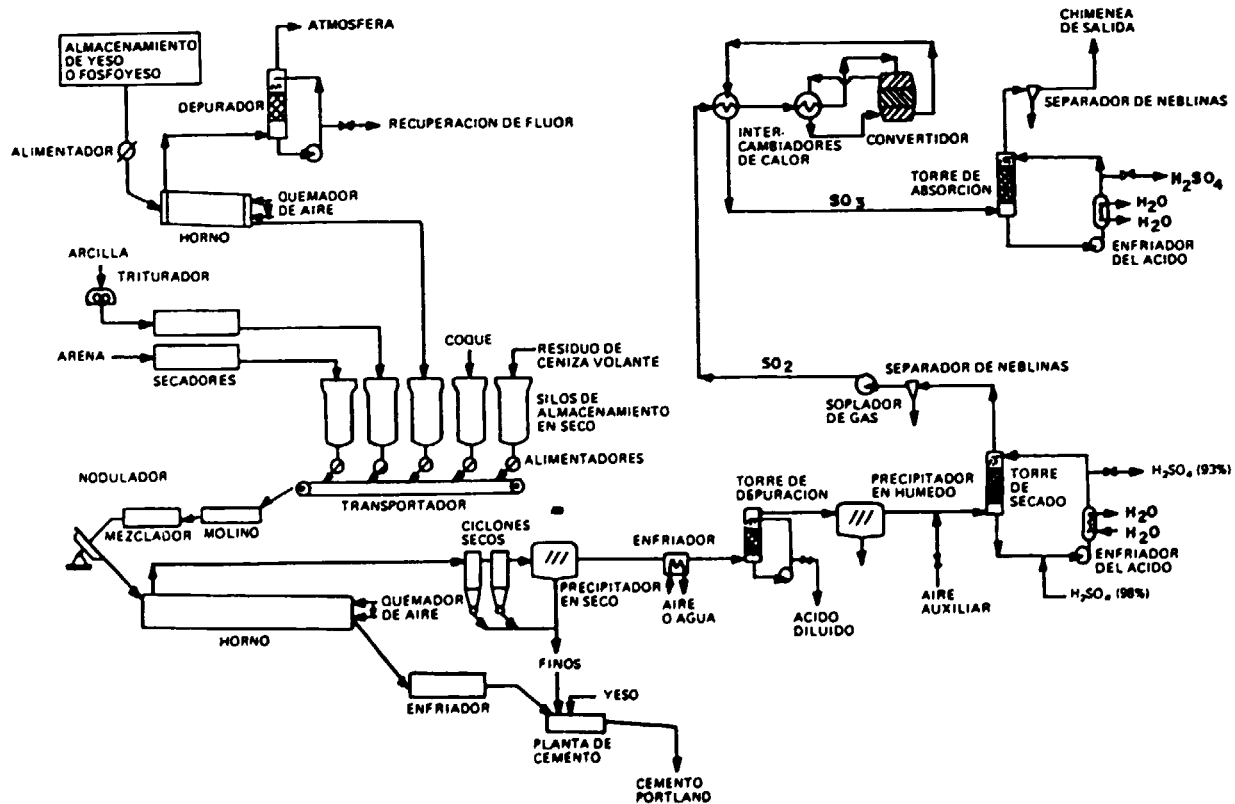
Varias fábricas han producido ácido sulfúrico a partir del yeso o de la anhidrita, con producción de cemento portland como subproducto. La figura 5 es un diagrama simplificado del proceso. Este se lleva a cabo en un horno rotatorio como los que se usan en la industria del cemento. Cuando se utiliza yeso, primero se lo deshidrata en un horno aparte. Cuando se utiliza fosfoyeso, parte del flúor sale del proceso y puede ser luego recuperado o eliminado. Cuando se utiliza anhidrita, la etapa de precalcinación es innecesaria.

La carga del horno rotativo consiste en anhidrita (o yeso calcinado), coque, sílice y esquistos u otras fuentes de óxido de aluminio y hierro. Las proporciones entre los diversos componentes de la carga han de cuidarse mucho para obtener las relaciones debidas entre CaO , SiO_2 , Al_2O_3 y Fe_2O_3 imprescindibles para obtener cemento de buena calidad.

La carga se mezcla, se muele y se noduliza para evitar las pérdidas de polvo. El calentamiento del horno puede hacerse con carbón, petróleo o gas. La temperatura máxima del horno será la que quede justo por debajo de la fusión, que puede ser del orden de 1.400°C . El clinker de cemento se descarga a un enfriador; luego se muele fino y se mezcla con un 5% aproximadamente de yeso (para retardar el traguado).

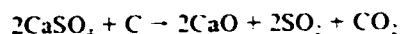
El azufre se elimina de la carga en forma de dióxido de azufre y aparece en el gas de salida del horno, que contiene también oxígeno, nitrógeno, dióxido de carbón, vapor de agua y bastante polvo. El gas se limpia y enfría en un sistema de ciclones, precipitadores electrostáticos en seco, depuradores en húmedo, y precipitadores electrostáticos en húmedo. Luego se añade aire para transformar el SO_2 en SO_3 por oxidación. En este punto, el contenido del gas en SO_3 es del orden del 5.5%. El gas se seca, se recalienta hasta la

Figura 5. Diagrama simplificado de instalación para la obtención de ácido sulfúrico y cemento portland a partir de yeso o de fosfoyeso

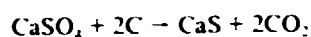


temperatura de conversión, y se hace pasar por la planta de ácido sulfúrico, que es similar a la descrita más arriba en el apartado referente a la obtención de ácido sulfúrico a partir de piritas. Debido a que la concentración del SO_2 en el gas de entrada es menor, todo el equipo ha de ser mayor. El ácido sulfúrico se produce en la concentración normal de entre 96 y 98% de H_2SO_4 .

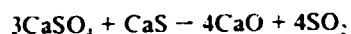
La reacción general mediante la cual se volatiliza el azufre a partir del sulfato de calcio es la siguiente:



Se cree que esta reacción se opera en dos etapas: primero, parte del sulfato de calcio reacciona con el carbono (coque) para formar sulfuro de calcio:



A temperaturas algo más elevadas, el sulfuro de calcio reacciona con el resto del sulfato cálcico:



A temperaturas todavía más elevadas, el CaO reacciona con los demás ingredientes de la carga para formar compuestos deseados: cemento portland, principalmente silicato tricálcico, silicato dicálcico, aluminato tricálcico y ferrita cálcica.

Ashburner [21] indica las necesidades aproximadas para el proceso, que se señalan más abajo junto con sus equivalentes en el sistema métrico:

Concepto	Necesidades	
	Por tonelada corta de H_2SO_4	Por tonelada métrica de H_2SO_4
Anhidrita o	1,6 - 1,7 toneladas cortas	1,6 - 1,7 ton. métricas
Yeso ^a	2,0 - 2,2 toneladas cortas	2,0 - 2,2 ton. métricas
Esquistos	0,29 toneladas cortas	0,29 ton. métricas
Arena	0,06 toneladas cortas	0,06 ton. métricas
Coque	0,10 toneladas cortas	0,10 ton. métricas
Combustible para la anhidrita	6 millones de U ^b	1,5 millones de kcal
Combustible para el yeso	10 millones de U ^b	2,5 millones de kcal
Agua de enfriamiento (circulante)	14 000 galones	58 toneladas métricas
Energía eléctrica	228 kWh ^b	251 kWh
Mano de obra	0,82 horas-hombre	0,90 horas-hombre
Costo de capital: 50 millones de dólares para una capacidad de producción de 1 000 tpd ^c		

^aNo incluye el yeso que haya de añadirse al cemento.

^bIncluye 38 kWh para la trituración del clinker de cemento.

^cBase: Ubicación en Europa occidental, 1976, instalación de producción directa [22].

El proceso produce cantidades aproximadamente iguales de cemento y ácido sulfúrico. El horno de mayores dimensiones existente en 1968 en la fábrica de Marchon en Whitehaven (Inglaterra) tenía una capacidad anual de 100.000 toneladas cortas de ácido sulfúrico e igual cantidad de cemento [21]. La planta, que utilizaba anhidrita nativa, tenía cinco hornos, con una capacidad total de producción de 440.000 toneladas cortas de ácido sulfúrico y de cemento. En los años del decenio de 1960 funcionaba otra gran fábrica en Billingham (Inglaterra) y una tercera en Wolfen (Alemania), basadas ambas en la anhidrita. Una cuarta planta situada en Austria utilizaba yeso natural o, a veces, una mezcla de yeso natural y fosfoyeso. También hay comunicaciones sobre plantas situadas en Francia y en Polonia [23].

Por aquella época (1968) no había noticias de ninguna instalación que hubiera utilizado fosfoyeso exclusivamente durante periodos largos, aunque en algunas plantas si se había utilizado durante periodos breves. Desde entonces, la mayoría de las plantas han cerrado por razones económicas, pero hay comunicaciones en el sentido de que funcionan plantas que utilizan fosfoyeso en Austria, Sudáfrica, Alemania oriental y Polonia. Recientemente se han publicado algunos detalles sobre estas operaciones [22]. Las necesidades del proceso desarrollado por la Chemie Linz (Austria) están de acuerdo en general con las indicadas más arriba.

Refiriéndose a la utilización del fosfoyeso en el proceso de obtención de cemento-ácido sulfúrico, Ashburner ha formulado los comentarios siguientes [21]:

1. El subproducto fosfoyeso suele contener 15-25% de humedad libre además de un 21% aproximado de agua combinada (base seca). Así pues, la relación en peso, agua:CaSO₄ es de entre 0,38 y 0,58 (en el supuesto de que no haya impurezas). La eliminación de este agua eleva considerablemente las necesidades de combustible en comparación con las correspondientes a la anhidrita, que se utiliza completamente seca, tal como se extrae.
2. El contenido en P₂O₅ del fosfoyeso debe ser muy bajo, porque el P₂O₅ afecta desfavorablemente a las propiedades de fraguado del cemento. No se sabe con certeza cuál es el límite máximo, pero en una de las organizaciones se ha establecido un nivel máximo del 1% de P₂O₅ en el cemento [22]. Para mantener este nivel, el fosfoyeso no debe contener más de 0,5%. Este nivel es difícil de mantener en las plantas que utilizan el proceso del dihidrato pero puede obtenerse por recristalización en los procesos de dihidrato-hemidrato

o hemidrato-dihidrato (capítulo XIII). Para eliminar el P_2O_5 soluble es necesario un lavado a fondo.

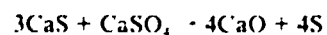
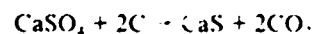
3. El flúor es indeseable en la carga del horno de cemento porque rebaja el punto de fusión y puede originar formación de anillos en el horno. Se sugiere una especificación del 0,15% de F en el fosfoyeso [22]. La mayoría del flúor se puede eliminar quizá con el secado y la calcinación del fosfoyeso que de todos modos ha de efectuarse para eliminar el agua que contiene. Además, los compuestos de flúor de los gases del horno deben eliminarse por completo antes de que pasen a la planta de ácido sulfúrico, para impedir que resten eficacia al catalizador de óxido de vanadio.
4. Otras impurezas que suelen encontrarse en el fosfoyeso, tales como el sílice y los compuestos de aluminio, no son recusables, pero han de tomarse en cuenta al formular la carga del horno, que ha de controlarse con gran precisión.

La principal ventaja de la producción de ácido sulfúrico y de cemento a partir del fosfoyeso es que el fosfoyeso subproducto se encuentra automáticamente disponible, gratuitamente, en las plantas de ácido fosfórico. De todos modos, se necesita alguna fuente adicional de azufre para compensar las pérdidas de reciclamiento. Por otra parte, al utilizar el fosfoyeso se evita el problema de cómo deshacerse de él. En los países en desarrollo, es frecuente que el cemento se necesite tanto como los fertilizantes fosfatados. En los países desarrollados, donde la producción de cemento es ya suficiente, una oferta adicional podría trastornar el equilibrio del mercado. En los países en que las otras fuentes posibles de ácido sulfúrico son muy costosas y los costos de combustible son bajos, cabría tomar en consideración este proceso. En algunos casos, el uso del fosfoyeso ofrece ventajas que resultan difíciles de evaluar, tales como las siguientes:

1. Economía de divisas.
2. Independencia de las fuentes extranjeras.
3. Fomento del empleo en el país.
4. Falta de una alternativa aceptable desde el punto de vista de la protección del medio ambiente para dar salida al fosfoyeso. (En el capítulo XIII se examinan algunos otros métodos de utilizar el fosfoyeso.)

Las principales desventajas del proceso ácido sulfúrico-cemento son los elevados costos de capital y las grandes necesidades de energía (combustible). En caso de que se necesiten tanto el ácido sulfúrico como el cemento, procede hacer una comparación basada en la producción por separado. Las necesidades de combustible para la producción de cemento a partir de fosfoyeso son del orden de 2,5 veces superiores a las correspondientes a la producción de cemento a partir de las materias primas normales (caliza, esquistos, etc.). Mientras que la producción de ácido sulfúrico a partir de azufre origina una cantidad considerable de energía, normalmente en forma de vapor subproducto, en las instalaciones basadas en el yeso no se produce ningún vapor sobrante. No se dispone de ninguna comparación exacta de los costos de capital, pero es evidente que la combinación sería más cara que las plantas separadas, ya que tanto el horno de cemento como la planta de ácido sulfúrico habrían de ser mucho mayores y más complicadas en el proceso combinado que en el caso de producción separada del cemento a partir de caliza y del ácido sulfúrico a partir de azufre. Las estimaciones del costo total de inversión para el proceso combinado oscilan entre una relación de 5:1 a 10:1 cuando se comparan con el ácido sulfúrico obtenido del azufre (no se ha asignado parte alguna de la inversión al cemento) [21, 22, 24]. En un estudio de la TVA en que se compara la economía de la producción de ácido sulfúrico a partir de azufre, piritas y yeso en Marruecos, la India, y el Uruguay, se llega a la conclusión de que el fosfoyeso no sería una alternativa económica en ninguno de los tres países en las circunstancias de 1971 [24].

Evidentemente, no es muy probable que el sulfato cálcico constituya una fuente económica de ácido sulfúrico, salvo quizá en circunstancias insólitas. Esta situación pudiera cambiar en el futuro si el precio del azufre aumentara considerablemente o si se produjeran avances tecnológicos que tuvieran como resultado un perfeccionamiento del proceso. Una posibilidad es la producción de azufre elemental y cal mediante el calentamiento del sulfato de calcio con un agente reductor, como el carbón por ejemplo, en atmósfera neutra. Esta reacción tiene lugar en dos etapas:



Las reacciones se operan a una temperatura inferior a la requerida para la producción de cemento.

Referencias

1. Gray, A. N. 1930. "Phosphates et superphosphates" ISMA, Paris.
2. "World-Wide Study of the Fertilizer Industry 1975-2000", 1976. Proyecto de informe preparado por la ONU/DE y presentado a la reunión que tuvo lugar en Viena, Austria, del 16 al 18 de noviembre.
3. "Statistiques de phosphate brut, 1976". ISMA, Paris.
4. Lehr, J. R. and G. H. McClellan. 1972. "A Revised Laboratory Reactivity Scale for Evaluating Phosphate Rocks for Direct Application", TVA Bulletin Y-43, Tennessee Valley Authority, Muscle Shoals, Alabama.
5. "Phosphate Rock 1977." 1978. Mineral Industry Surveys, U.S. Department of Interior, Bureau of Mines, Washington, D.C.
6. Hopkins, C. G. 1913. "The Farm that Won't Wear Out", published by Author, Champaign, Illinois.
7. Chien, S. H. and L. L. Hammond. 1978. "A Comparison of Various Laboratory Methods for Predicting the Agronomic Potential of Phosphate Rock for Direct Application", *Soil Science Society of America Journal*, 42(6):935-939.
8. Hammond, L. L. 1975. "Agronomic Measurements of Phosphate Rock Effectiveness", Paper presented at Israel Institute of Technology, Phosphate Rock Seminar, Haifa, Israel.
9. "Aluminum Phosphates at Thiès in Senegal—Use of Phospal as a Straight Fertilizer." 1976. *Phosphorus and Potassium*, 26:17-19.
10. Hignett, T. P., M. R. Siegel, T. M. Kelso and R. S. Meline. 1957. "Utilization of High Alumina Phosphate Ore from the Florida Leached Zone Ore Deposits", TVA Chemical Engineering Bulletin No. 3, Tennessee Valley Authority, Muscle Shoals, Alabama.
11. British Sulphur Corporation. 1978. Statistical Supplement No. 18, London, England.
12. Bixby, D. W., D. L. Rucker and S. L. Tisdale. 1966. "Phosphatic Fertilizers—Properties and Processes", Technical Bulletin No. 8, The Sulphur Institute, Washington, D.C.
13. Duecker and West. 1959. "Manufacture of Sulfuric Acid", Rheinhold Publishing Company, New York, New York.
14. Marshall, V. C. 1961. "The Sulfuric Acid Industry and its Economic Aspects", *British Chemical Engineering*, 6(12):841—850.
15. Ketziem, G. T. 1974. "Modern Sulfuric Acid Practice", *Proceedings of the Fertilizer Society* (London), No. 140.
16. Sanders, U. 1977. "Waste Heat Recovery in Sulfuric Acid Plants", *Chemical Engineering Progress*, 73(3):61-64.
17. Hinckhoff, J. B. and L. J. Freedman. 1977. "Design Options for Sulfuric Acid Plants", *Chemical Engineering Progress*, 73(3):79-84.
18. Bauer, R. A. and B. P. Vidon. 1978. "The Uginé Kuhlmann Pressure Process", *Chemical Engineering Progress*, 74:68-69.
19. Cameron, G. M., P. D. Nolan and K. R. Shaw. 1978. "The CIL Process for Acid Manufacture", *Chemical Engineering Progress*, 74:45-50.
20. Lasasoso, C. M. 1972. "Nuevas técnicas en el uso de menas piríticas españolas como materias primas", Actas resumidas de la Conferencia Técnica de ISMA, 1972, Sevilla, España.
21. Ashburner, D. S. 1968. "Cement on Sulfuric Acid-Production by the Marchon Process", p. 72-77, Proceedings of the 18th Annual Meeting of the Fertilizer Round Table, Washington, D.C.
22. "Getting Rid of Phosphogypsum, Part II—Portland Cement and Sulfuric Acid." 1977. *Phosphorus and Potassium*, 89:36-44.
23. Hull, W. O., F. Schon and H. Zirngibl. 1957. "Sulfuric Acid from Anhydrite", *Industrial and Engineering Chemistry*, 49(8):1204-1214.
24. Patterson, G. G., and I. W. McCamy. 1971. "Economics of Sulfuric Acid Production", TVA Bulletin Y.28, Tennessee Valley Authority, Muscle Shoals, Alabama.

XIII. Acido fosfórico

A. Introducción

En estos últimos años, el ácido fosfórico ha sido la fuente del 90%, quizá, de la nueva producción de fertilizantes fosfatados, y se espera que esta tendencia continúe en el futuro previsible. Los pronósticos preparados por el Grupo de Fertilizantes de la ONU/FAO/Banco Mundial indican que en el periodo 1976-1981 los suministros de ácido fosfórico aumentarán de 15,9 a 21,9 millones de toneladas de P_2O_5 , lo que supone un aumento del 38% [1]. Para el mismo periodo se calculó que el suministro de P_2O_5 , fertilizante procedente de todas las demás fuentes aumentaría sólo ligeramente, de 12,6 a 13,0 millones de toneladas. Conforme a estas estimaciones, en 1981 el ácido fosfórico supondría el 63% del suministro total de P_2O_5 , fertilizante.

Mientras que otros fertilizantes fosfatados, considerados en grupo, aumentarán sólo ligeramente, se espera algún aumento de la producción de nitrofosfatos que será compensada por disminuciones en la producción de superfosfato simple y escoria básica. El estudio no incluía ninguna predicción sobre el uso futuro de la fosforita molida para aplicación directa, ya que no está clasificada como fertilizante manufacturado.

Hay dos tipos básicos de procesos para la producción de ácido fosfórico: los procesos en horno y los procesos por vía húmeda. Entre los primeros figura el proceso en horno de soplado y el proceso en horno eléctrico. El primero no se ha usado comercialmente desde 1938. En cambio, el proceso en horno eléctrico se usa mucho para obtener fósforo elemental; la mayor parte de este fósforo se transforma en ácido fosfórico para usos distintos del fertilizante. Como no es probable que los procesos de horno resulten competitivos para la producción de ácido fosfórico destinado a fertilizantes, salvo en condiciones posiblemente muy insólitas, estos procesos se describirán sólo muy sumariamente.

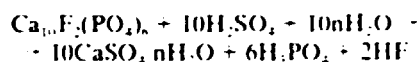
Los procesos por vía húmeda pueden clasificarse según el ácido que se utilice para descomponer la fosforita. En los procesos comerciales se utilizan el sulfúrico, el nítrico y el clorhídrico. Los procesos en que se utiliza ácido nítrico se describirán al tratar de los nitrofosfatos (capítulo XV). Los procesos en que se utiliza

ácido clorhídrico no son competitivos para los fines de la producción de fertilizantes salvo en condiciones muy insólitas, y se describirán brevemente en este capítulo. Los procesos que utilizan el ácido sulfúrico son, con mucho, el medio más corriente de producir ácido fosfórico destinado a su uso como fertilizante (y, a veces, para otros usos); por consiguiente, estos procesos se describirán más detalladamente. De todas formas, el ámbito del presente manual impide dar detalles excesivos ni siquiera de los procesos más importantes. Los lectores a quienes interese conocer más detalles pueden consultar la obra *Phosphoric Acid*, presentada por A. V. Slack [2], y otras referencias que se reseñan al final del presente capítulo.

B. Producción de ácido fosfórico mediante procesos de vía húmeda en que se utiliza el ácido sulfúrico

1. Química del proceso

La principal reacción química en el proceso por vía húmeda (con ácido sulfúrico) puede representarse por la siguiente ecuación, en la que se utiliza fluorapatito puro para representar a la fosforita:



en la que $n = 0, \frac{1}{2},$ o 2 , según la forma de hidrato en que cristalice el sulfato cálcico.

La reacción representa el resultado neto de dos etapas. En la primera etapa, el ácido fosfórico reacciona con el apatito formando fosfato mono-cálcico, y en la segunda etapa el fosfato mono-cálcico reacciona con el ácido sulfúrico para formar ácido fosfórico y sulfato cálcico. Estas dos etapas no requieren necesariamente dos cubas de reacción; por lo general tienen lugar simultáneamente en un solo reactor.

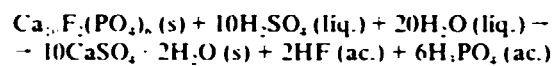
Como se ha mencionado en el capítulo XII, la fosforita contiene muchas impurezas tanto en el apatito mismo como en los minerales accesorios. Estas impurezas participan en numerosas reacciones marginales. La mayoría de las fosforitas tienen una relación $CaO : P_2O_5$ superior a la del

fluorapatito puro. El CaO adicional consume más ácido sulfúrico y forma más sulfato de calcio. El HF formado por la reacción reacciona con la sílice y otras impurezas (Na, K, Mg y Al) para formar fluosilicatos y otros compuestos más complejos. Una cantidad variable del flúor se volatiliza como SiF_4 , HF o ambos. La cantidad volatilizada y la forma dependen de la composición de la fosforita y de las condiciones del proceso.

Como resultado de las reacciones marginales, se forman numerosos compuestos (algunos de ellos muy complejos) que constituyen impurezas. La discusión completa de la naturaleza de estas impurezas puede verse en la obra *Phosphoric Acid* de A. V. Slack [2].

2. Calor liberado en la reacción

La reacción involucrada en la obtención de ácido fosfórico a partir de fluorapatito y ácido sulfúrico por el proceso del dihidrato puede representarse por la ecuación siguiente:



El calor de reacción puede calcularse con los siguientes datos de calor de formación de los reactivos y los productos.

Compuesto	Calor de formación a 25°C kcal/gr-mol	Referencia
$\text{Ca}_5\text{F}(\text{PO}_4)_3$ (sólido cristalino)	3 267,2	Farr y Elmore [3]
H_2SO_4 (líquido)	193,91	National Bureau of Standards [4]
H_2O (líquido)	68,317	National Bureau of Standards [4]
$\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ (sólido cristalino)	483,06	National Bureau of Standards [4]
H_3PO_4 (acuoso, 30% de P_2O_5)	308,25	Egan y Luff [5]
HF (acuoso)	75,56	National Bureau of Standards [4]

El calor de reacción así calculado es 256,94 kcal/gr-mol de apatito, que equivale a 255 kcal/kg de apatito o unos 600 kcal/kg de P_2O_5 . El calor requerido para elevar la temperatura del yeso ($C_p = 0,272$) y del ácido fosfórico (con 30% de P_2O_5 ; $C_p = 0,703$) de 25°C a 82°C (77°F a 180°F) se calcula que es de 197 kcal/kg de P_2O_5 [6, 7]. Así pues, quedan por disipar unas 403 kcal/kg de P_2O_5 , y en la mayoría de los procesos se dispone algún medio para eliminar este exceso de calor. En la práctica, parte del calor se pierde por convección y por conducción. Por otro lado, se puede recuperar algún calor utilizando agua de lavado calentada o, si el agua de lavado no se calienta, se puede

transferir parte del calor del yeso al ácido diluido de reciclado, con lo que vuelve a la reacción. Se generará calor adicional haciendo reaccionar el ácido sulfúrico adicional con las impurezas de la fosforita. La mayor parte de las fosforitas contienen un 10-20% más de calcio que el necesario para formar fluorapatito puro con el fósforo de la roca, que puede ser consecuencia de la sustitución del fosfato por carbonato en el apatito o de la presencia de calcita o de ambas cosas. La reacción de esta cantidad de calcio con el ácido sulfúrico para formar yeso elevaría en un 11-16% el calor neto de reacción por kilo de P_2O_5 .

El fluoruro de hidrógeno aparece como producto de reacción en la primera ecuación. Reacciona con el silicio presente como impureza en la fosforita para formar ácido fluosilícico que, a su vez, forma fluosilicatos y otros compuestos con las impurezas de la roca. El efecto térmico de estas reacciones es insignificante.

En el calor neto de reacción influye apreciablemente la concentración del ácido sulfúrico utilizado, como puede verse en la tabla siguiente:

Concentración del ácido sulfúrico, de H_2SO_4	Calor neto de reacción, kcal/gr-mol de apatito	Exceso de calor a disipar, kcal/kg de P_2O_5
100	256,94	403
98	247,54	385
93	224,54	329
90	211,54	299
85	191,94	253
80	174,24	211
75	160,74	180

Si las condiciones son tales que el sulfato cálcico cristaliza en forma de anhidrita o en hemihidrato más bien que como yeso, el calor sobrante a disipar es de unos 100 kcal por kg de P_2O_5 , menos los valores arriba indicados.

3. Tipos de procesos

Los procesos comerciales por vía húmeda pueden clasificarse según la forma del hidrato en que cristalice el sulfato de calcio:

- Anhidrita — CaSO_4
- Hemihidrato — $\text{CaSO}_4 \cdot \frac{1}{2}\text{H}_2\text{O}$
- Dihidrato — $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$

La forma del hidrato depende principalmente de la temperatura y de la concentración del ácido. En la actualidad no hay uso comercial del proceso con la anhidrita, principalmente porque la temperatura de reacción requerida es lo bastante elevada para originar graves dificultades de corrosión. Se describen a continuación los procesos que están en uso comercial:

Formas de los cristales	Número de etapas de separación ⁴	Concentración usual del ácido producto P ₂ O ₅	Temperatura usual °C	
			Reactor	Recristalizador
Dihidrato	1	26-32	70-85	—
Hemihidrato	1	40-50	85-100	—
Hemihidrato-dihidrato	1	26-30	90-100	50-60
Hemihidrato-dihidrato	2	40-50	90-100	50-65
Dihidrato-hemihidrato	2	35-38	65-70	90-100

⁴Etapas de filtración o de centrifugación

En la actualidad, los procesos basados simplemente en el dihidrato son los que están más extendidos, con mucho, y por lo tanto los que se describirán con más detalle. De todas maneras, aumenta el interés por los procesos en dos etapas que entrañan cristalización en la forma de hemihidrato seguida por una recristalización en la forma de dihidrato (o viceversa), con o sin separación intermedia por filtración o centrifugación. Estos procesos se describirán someramente.

Los procesos basados en el dihidrato únicamente son los más extendidos en el mundo entero porque son relativamente sencillos y adaptables a una amplia gama de calidades y tipos de fosforita. En el caso de algunos de los procesos más recientes, la experiencia se ha limitado a fosforita de unas cuantas procedencias tan sólo, y no se ha demostrado la aplicabilidad de los procesos para muchas situaciones distintas.

Los procesos al hemihidrato tienen la ventaja de que producen ácido fosfórico relativamente concentrado. Esto significa que se puede eliminar la etapa de concentración si la que se obtiene directamente es suficiente para el uso deseado, con lo cual se reducen los gastos de capital y de explotación. Como, con frecuencia, las fábricas de ácido fosfórico tienen instalaciones para producir ácido sulfúrico en la misma fábrica, y esas instalaciones aportan vapor subproducto para concentrar el ácido fosfórico, la ventaja de eliminar la etapa de concentración puede depender de si el vapor se puede utilizar provechosamente con otros fines. Además, los procesos al hemihidrato tienen la ventaja de que el ácido producto está libre de lodos y también que hay cierta reducción en la cantidad de impurezas, (especialmente, aluminio) que se extrae de la fosforita y luego aparecen en el ácido producto. Las desventajas principales son la más alta temperatura de reacción, que eleva la corrosión, y la mayor complejidad de algunos de los procesos.

Los procesos hemihidrato-dihidrato sin filtración intermedia se utilizan mucho en el Japón. El proceso Nissan "H" es típico. Una ventaja es que el yeso subproducto es lo bastante puro para darle aplicación industrial sin excesivo tratamiento. Esta ventaja resulta muy importante en el Japón, donde todo el yeso natural es importado y caro. El proceso

proporciona además muy alta recuperación de P₂O₅ de la roca, ya que las pérdidas en el yeso son muy bajas. El valor del aumento de 2-3% en la recuperación de P₂O₅ depende del costo de la fosforita. Las desventajas son el mayor costo y complejidad del proceso. Además, algunas fosforitas contienen impurezas que estabilizan el hemihidrato, con lo que impiden que la recristalización a yeso se efectúe a una cadencia aceptable.

Los procesos hemihidrato-dihidrato con dos etapas de filtración tienen las mismas ventajas que el proceso japonés de etapa única arriba descrito más la ventaja de que producen un ácido fosfórico de concentración relativamente alta. Entre los procesos de este tipo que están en uso comercial cabe mencionar el proceso HDH de la Fisons y el nuevo Nissan "C". La etapa adicional de filtración eleva el costo y la complejidad de la planta, pero esta desventaja puede quedar contrarrestada por el hecho de que disminuye o se elimina la etapa de concentración.

El proceso dihidrato-hemihidrato tiene aproximadamente las mismas ventajas y desventajas que el hemihidrato-dihidrato, con la excepción de que el hemihidrato subproducto puede ser más útil que el yeso en algunos casos. El proceso Central Prayon es el único del que se sabe que esté en uso comercial (en Bélgica). Por otra parte, la concentración del ácido producto es algo más baja.

En la siguiente descripción general, paso a paso, de la producción de ácido fosfórico, se supondrá, salvo que se indique otra cosa, que se utiliza un proceso corriente de dihidrato. El tema se examinará conforme a las etapas siguientes:

1. Selección de la fosforita,
2. Selección de la fuente de aprovisionamiento en ácido sulfúrico¹,
3. Recepción y almacenamiento de las materias primas,
4. Molienda y otras operaciones de preparación de la roca,
5. Reacción de la fosforita y el ácido sulfúrico,
6. Filtración para preparar el ácido fosfórico del yeso², y
7. Concentración y clarificación del ácido fosfórico.

4. Descripción del proceso

Selección de la fosforita

Muchas fábricas de ácido fosfórico se construyen en países en que la fosforita ha de

¹La producción de ácido sulfúrico se ha descrito en el capítulo XII.

²Los procedimientos para dar salida a los subproductos yeso y flúor se tratarán en el capítulo XXIII, relativo al control de la contaminación.

importarse. A menudo la planta se proyecta basándose en algún tipo estándar de fosforita. Sin embargo, conviene conferir a la planta la flexibilidad suficiente para poder usar fosforitas de diferentes procedencias. Esta polivalencia permitirá al productor aprovechar situaciones de competencia y evitar la desorganización del suministro cuando la fuente prevista sea insuficiente o quede interrumpida por causa de hostilidades bélicas, desastres u otras circunstancias. Muchas plantas han encontrado ventajoso el utilizar alguna mezcla de fosforitas de diferentes procedencias. El gasto adicional que supone el conferir a la planta esta polivalencia se compensa de sobra por lo general con las economías que se obtienen por la libertad de elección en el mercado mundial. Algunos ejemplos de medidas que pueden tomarse para aumentar la polivalencia de la planta son:

1. Capacidad extra de molienda para fosforita más dura.
2. Capacidad extra de filtración para prever el caso de fosforitas en que la filtración es más lenta.
3. Sistemas para el manejo de lechadas que resuelvan el problema de las impurezas de la fosforita insolubles en ácido, y
4. Construcción más resistente a la corrosión para las fosforitas que contengan impurezas corrosivas.

Aun construyendo la planta en bocamina o cerca de mina, la composición de la fosforita puede variar. Además, hay otras cuestiones a considerar en relación con el equilibrio económico óptimo entre el costo de mayores trabajos de beneficio en comparación con el costo de utilizar fosforitas de menor concentración.

La selección de la fuente de suministro de fosforita se considera a veces como un asunto muy simple: el de obtener a precio mínimo determinada cantidad de P_2O_5 en la fosforita suministrada a la planta. Esto no obstante, la fosforita es una materia prima muy compleja y que influye de muchos modos en el funcionamiento de la planta; y algunos de esos modos pueden ser imprevisibles. Por consiguiente, antes de optar por determinada fosforita o de cambiar de fuente de suministro hay que evaluar a fondo todos los factores de calidad.

Un análisis químico y mineralógico completo de la fosforita resulta conveniente para evaluar su utilidad con vistas a la obtención de ácido fosfórico. Sin embargo, esta información por sí sola no es suficiente; hay que hacer series de pruebas en una planta o planta piloto para tener una evaluación fiable, salvo que se trate de una fosforita que se haya utilizado mucho en otras plantas similares con resultados conocidos.

Los siguientes factores cualitativos pueden proporcionar una orientación general para la

selección de fosforita destinada a la producción de ácido fosfórico. El efecto económico de muchos de los factores puede evaluarse cuantitativamente para llegar a un valor comparativo de las diversas fuentes posibles de suministro de fosforita.

Empezando con una fosforita de concentración estándar, los factores de calidad más corrientes para la producción de ácido fosfórico por el proceso húmedo, y el efecto de esos factores, son los siguientes:

1. Una concentración menor ($\%$ P_2O_5) significa que es mayor el volumen de material que hay que comprar, transportar, manipular y (por lo general) moler.
2. Un aumento de la relación $CaO : P_2O_5$ en peso eleva las necesidades de ácido sulfúrico. Al calcular esta relación debe excluirse cualquier CaO que exista como $CaSO_4$.
3. El óxido de magnesio forma en el reactor precipitados con el flúor que pueden obstruir la tela de filtro; por lo tanto, se considera indeseable un alto contenido de MgO . Cuando el ácido fosfórico se utiliza para producir fosfatos o polifosfatos amónicos, se pueden formar compuestos de fosfato amónico-magnésico insolubles en el agua (pero citrosolubles). Estos compuestos forman impurezas molestas en los fertilizantes líquidos.
4. Los aumentos en el contenido de $Fe_2O_3 + Al_2O_3$ por encima del campo de 2-3% reducen la capacidad de la planta, reducen con frecuencia la recuperación de P_2O_5 y ocasionan problemas de post-precipitación (lodos). Sin embargo, a veces se puede tolerar hasta un 5% aproximadamente.
5. Conviene disponer de suficiente sílice reactivo (SiO_2) para formar SiF_4 y/o fluosilicatos a fin de evitar la formación de HF libre, que es corrosivo. Un exceso de sílice o de otras impurezas insolubles en ácido pueden causar erosión del equipo y posibles acumulaciones en las cubas de digestión, según el tamaño y la naturaleza de la partícula y el diseño de la planta. Además, un porcentaje elevado de sílice en la fosforita aumentaría el área de la zona de filtro necesaria.
6. Contenidos en cloro superiores al 0,01% aproximadamente, ocasionan mayor corrosión del acero inoxidable. Con aleaciones más costosas se puede tolerar un contenido de Cl de 0,10% o incluso superior.
7. Una concentración elevada en materias orgánicas puede agravar los problemas de espumación (al estabilizar la espuma), elevar la viscosidad y dificultar la filtración. El efecto depende del carácter y de la cantidad de la

materia orgánica. Hay fosforitas que son inaprovechables si no se calcinan para eliminar la materia orgánica.

8. El dióxido de carbono (CO₂) contribuye a la formación de espuma y eleva el consumo de reactivos antespuma.
9. Todas las fosforitas comerciales tienen flúor (F); no se ha advertido ningún efecto especial debido a las variaciones en el contenido de flúor dentro del campo de la experiencia habida. Los efectos del flúor en la formación de escamas, corrosión y post-precipitación se relacionan con otros elementos que se combinan con el flúor (Na, K, Al, Mg y Si).
10. Algunas fosforitas que contienen sulfuros liberan sulfuro de hidrógeno (H₂S) al acidularse. Este gas es tóxico. Además, los sulfuros tienden a aumentar la corrosión.
11. Muchas otras impurezas menos comunes pueden estar presentes en cantidad suficiente para que merezcan tomarse en consideración (TiO₂, SrO, BaO, Cd, etc.).
12. La dureza es un factor, ya que las fosforitas más duras requieren mayor capacidad de molienda.
13. El tamaño de partícula de la fosforita que se recibe influye en la magnitud de las operaciones de trituración y de molienda requeridas. Un tamaño de partícula muy fino puede conducir a pérdidas de polvo en las operaciones de manutención.
14. Una fosforita de baja reactividad puede requerir un molido más fino.
15. La filtrabilidad de la lechada de ácido-fosforita es una de las características más importantes de una fosforita destinada a la producción de ácido fosfórico. Los factores que influyen en la filtrabilidad son complejos y no se conocen por completo. Sin embargo, si se va a proyectar una planta con vistas a la utilización de determinada fosforita, se puede por lo general conseguir una velocidad de filtración aceptable por medios experimentales ajustando las condiciones de funcionamiento, añadiendo modificadores de la cristalización, o bien mediante pre-tratamiento de la fosforita.

El cuadro 1 muestra el campo de composiciones y las medianas de un grupo de 15 fosforitas de fuentes comerciales. Aunque el grupo es representativo, también se han utilizado composiciones que quedan fuera de este campo.

Suponiendo una recuperación general del 94% del P₂O₅, el número de toneladas de fosforita

necesario por tonelada de P₂O₅ recuperada como ácido fosfórico es el siguiente:

	Concentración de la fosforita, P ₂ O ₅	Volumen necesario, Toneladas t de P ₂ O ₅ en el ácido
Baja	29	3,67
Mediana	33	3,22
Alta	38	2,80

CUADRO 1. COMPOSICION DE FOSFORITAS COMERCIALES MAS CORRIENTES

Constituyente	en peso	
	Campo	Mediana
P ₂ O ₅	29-38	33
CaO	46-54	51
SiO ₂	0,2-8,7	2
Al ₂ O ₃ + Fe ₂ O ₃	0,4-3,4	1,4
MgO	0,1-0,8	0,2
Na ₂ O	0,1-0,8	0,5
CO ₂	0,2-7,5	4,5
F	2,2-4,0	3,7
Cl	0,0-0,5	0,02
SO ₂	0,0-2,9	1,0
Relación CaO:P ₂ O ₅ en peso	1,35-1,70	1,5

Cálculo de las necesidades de ácido sulfúrico

Aunque la mejor manera de determinar las necesidades de ácido sulfúrico para la producción de ácido fosfórico a partir de una fosforita determinada es la experimentación, a veces es necesario calcularlas a partir del análisis químico de la fosforita. Para formarse una idea inicial, se puede admitir que cabe equiparar la cantidad de ácido sulfúrico necesaria con la que se requeriría para combinar con el calcio de la fosforita y formar sulfato de calcio. Este valor calculado da con frecuencia una aproximación suficiente para los fines de la planificación. Las necesidades por tonelada de P₂O₅ recuperado deben ajustarse conforme al porcentaje de recuperación que se espera obtener. El valor global de recuperación general rara vez pasa del 94%, si se incluyen las pérdidas de origen mecánico y las correspondientes a los lodos.

Si se dispone de un análisis completo de la fosforita, se puede hacer un cálculo más exacto. El método se refleja en el cuadro 2, que sirve de ejemplo, y se explica a continuación:

1. Suponiendo una recuperación global del P₂O₅ del 94%, se necesitan 1.064 kg de P₂O₅ en la fosforita para recuperar una tonelada de P₂O₅.
2. Si la fosforita contiene un 33% de P₂O₅, se requieren 3.244 kg de roca.
3. Se calcula el contenido de CaO en la fosforita. Si ésta contiene algún otro catión que forme un sulfato insoluble (como el bario), debe añadirse su equivalente en CaO.

CUADRO 2. CALCULO DEL H₂SO₄ NECESARIO POR TONELADA DE P₂O₅ RECUPERADO COMO ACIDO FOSFORICO UTILIZANDO LAS MEDIANAS DE COMPOSICION DE LA FOSFORITA (CUADRO 1)

	kg por tonelada de P ₂ O ₅ recuperado
1. P ₂ O ₅ requerido en la fosforita para una recuperación del 94%, $\frac{1\ 000}{0,94}$	1 064
2. kg de fosforita requeridos por tonelada de P ₂ O ₅ recuperado, $\frac{1\ 064}{0,33}$	3 224
3. CaO en la fosforita, $3\ 224 \times 0,51$	1 644
4. Equivalente en CaO del SO ₃ , $3\ 224 \times 0,01 \times \frac{56}{80}$	22,6
5. CaO combinado con el P ₂ O ₅ en la torta de filtrado, $0,33 \times 1\ 064$	35,1
6. CaO combinado con el flúor, $0,15 \times 0,037 \times 3\ 224 \times \frac{56}{19 \times 2}$	26,4
7. Total del CaO no combinado con sulfatos	84,1
8. CaO neto disponible para reacción con el H ₂ SO ₄ , $1\ 644 - 84,1$	1 559,9
9. H ₂ SO ₄ requerido para el CaSO ₄ , $1\ 559 \times \frac{98}{56}$	2 729,8
10. H ₂ SO ₄ sobrante, $\frac{1,5}{30} \times 1\ 000$	50,0
11. Total de H ₂ SO ₄ requerido	2 779,8
12. Necesidades de H ₂ SO ₄ determinadas basándose sólo en el CaO, $1\ 644 \times \frac{98}{56}$	2 877

4. Se debe tener en cuenta el equivalente en CaO del contenido en SO₃ (no del S total).
5. La torta corriente de filtrado contiene aproximadamente un 3,3% del P₂O₅ aportado en formas insolubles, de los cuales el 1% puede ser roca sin reaccionar, y el 2,3% puede ser CaHPO₄ cocrystalizado con el yeso. La relación del peso en total del CaO combinado con el P₂O₅ es de 1,0, aproximadamente.
6. El supuesto empírico es que el 15% del flúor se combina con el CaO para formar CaF₂. Las reacciones que se producen en la realidad son mucho más complejas; Ca₂SO₄SiF₆AlF₃(OH)·12H₂O es un ejemplo de un compuesto complejo insoluble que se encuentra en la torta de filtrado.
7. Se totalizan los conceptos 4, 5, y 6.
8. Se sustrae el concepto 7 del 3 para obtener el valor neto del CaO disponible para reacción con el H₂SO₄.
9. Se calcula el equivalente en H₂SO₄ del CaO.
10. Se calcula la cantidad de H₂SO₄ sobrante suponiendo que el ácido de P₂O₅ al 30% contiene un 1,5% de H₂SO₄ libre.
11. La necesidad total de H₂SO₄ es el concepto 9 más el concepto 10.
12. En el cuadro 2 se muestra un cálculo simplificado basado en el equivalente en H₂SO₄ de la cantidad total de CaO.

En la tabla que figura a continuación, las necesidades de ácido sulfúrico para fosforitas cuyos valores de concentración correspondan a la mediana se han tomado del cuadro 2 (2,78 toneladas de H₂SO₄ por tonelada de P₂O₅), y las necesidades correspondientes a fosforitas con otras relaciones Ca : P₂O₅ se estiman en proporción a esa relación.

	Citra máxima	Mediana	Citra mínima
Concentración de la fosforita, % P ₂ O ₅	38	33	29
Fosforita necesaria, toneladas/tonelada de P ₂ O ₅	2,80	3,22	3,67
Relación CaO:P ₂ O ₅ en la fosforita	1,70	1,50	1,35
H ₂ SO ₄ necesario, toneladas/tonelada de P ₂ O ₅	3,15	2,78	2,50

Fuente de suministro del ácido sulfúrico

Aunque la producción de ácido sulfúrico se examina en el capítulo XII, hay aspectos de la fuente de suministro del ácido que influyen en los planes de producción del ácido fosfórico. La mayoría de las fábricas de ácido fosfórico, aunque no todas, disponen en su propio terreno de instalaciones para la producción de ácido sulfúrico a partir de azufre o de pirritas. En este caso, el calor se recupera de las plantas de ácido sulfúrico en forma de vapor, que queda disponible para concentrar el ácido fosfórico y para otros usos.

Recientemente, en las plantas de ácido sulfúrico se han utilizado los procesos de doble absorción para regular la emisión de SO_2 . Esta práctica eleva considerablemente el costo y reduce la cantidad de vapor disponible para otras aplicaciones. También cabe la posibilidad de utilizar un sistema de depuración del amoníaco para recuperar el SO_2 del gas residual de una planta de absorción sencilla seguido de acidulación con ácido sulfúrico, fosfórico o nítrico para liberar una corriente concentrada de SO_2 que regrese a la planta de ácido sulfúrico y una solución de sulfato, fosfato o nitrato amónicos utilizable en la producción de fertilizante (véase el capítulo XII).

Finalmente, el ácido sulfúrico —procedente de piritas, de operaciones de talleres de fundición o de otras fuentes de subproductos— puede contener impurezas que a veces pueden ser nocivas para la producción de ácido fosfórico. En un caso por lo menos, el cinc del ácido de un taller de fundición resultó útil porque el fertilizante producido a partir de ácido fosfórico contenía el cinc suficiente, dimanado principalmente del ácido del taller de fundición, para mejorar los resultados de los cultivos en las zonas pobres en cinc.

Recepción y almacenamiento de materias primas

En una fábrica moderna de ácido fosfórico se necesita contar con un sistema eficiente para la manutención y almacenamiento de la fosforita y de otras materias primas a granel (de otras materias primas se trata en otro lugar del presente manual). Las condiciones que deben cumplirse son las siguientes:

1. Rápida descarga de los buques u otras unidades de entrega;
2. Cuantía insignificante de las pérdidas de fosforita;
3. Fácil almacenamiento, con la posibilidad de separar las expediciones o de mezclarlas, según se desee;
4. Sistema eficiente para retirar productos del almacén;
5. Protección contra el viento, la lluvia, la nieve y las heladas;
6. Protección contra la contaminación procedente de otras materias primas, polvo aportado por el viento, tierra, etc.; y
7. Margen para la posible expansión si las necesidades futuras lo aconsejan.

Cuando la fosforita se recibe en seco, por lo general conviene mantenerla seca mediante almacenamiento cubierto, sobre todo si se va a usar en un sistema de molienda en seco, para evitarse el gasto de secarla de nuevo. Si se usa un almacenamiento no techado, el viento o las lluvias

intensas pueden ocasionar pérdidas de fosforita que pueden ascender hasta varias unidades por ciento si la fosforita contiene muchos finos. En cambio, la fosforita relativamente basta se puede almacenar en pilas abiertas, particularmente si se va a moler en húmedo. La capacidad de almacenamiento debe ser de por lo menos una vez y media la expedición mayor, para dejar margen en caso de retraso. Puede convenir incluso contar con mayor capacidad de almacenamiento todavía, para poder mezclar distintas partidas.

Molienda y preparación de la fosforita

En cuanto a la molienda de la fosforita, la opción parece circunscrita a tres posibilidades: moler en seco, moler en húmedo, o no moler. Al parecer, hay varios procesos que permiten utilizar, sin previa molienda, la fosforita que pase por un tamiz Tyler del N° 35 o, en algunos casos, del N° 20 (0,417 ó 0,833 mm). Somerville sugiere que esa fosforita basta es adecuada para procesos en que se utiliza un solo tanque de digestión cuando se controla bien el sulfato, pero que se necesita una molienda, para reducir el material a polvo más fino, si se van a utilizar digestores de varios compartimentos y el control del sulfato es deficiente [8]. Houghtaling afirma que las fosforitas antiguas tipo Prayon (en las que se utilizan digestores de varios compartimentos) requieren una molienda tal que el 60% del material pase el tamiz del N° 200 (0,074 mm de luz). Para las nuevas plantas del mismo tipo se especifica sólo que un 25% del material ha de pasar el tamiz del N° 200; un 60%, el del N° 100; y todo el material, el tamiz 35 de la serie Tyler [9].

La mayoría de las fábricas antiguas y algunas de las nuevas utilizan la molienda en seco. Con frecuencia se utiliza: molinos de rodillo anular o de bolas con clasificación por aire. Las necesidades de energía dependen, naturalmente, del tamaño inicial de la fosforita, de su dureza, y del tamaño de partícula deseado. Para moler fosforita de Florida a un tamaño tal que el 55% pase el tamiz N° 200, se han sugerido necesidades del orden de 15-20 kWh por tonelada de fosforita, incluyendo los sistemas de clasificación por aire y de transporte neumático al almacenamiento de la fosforita molida. En el caso de fosforitas más blandas las necesidades pueden ser de entre la mitad y dos tercios de las señaladas.

En las plantas más nuevas situadas cerca de la mina la tendencia general es hacia la molienda en húmedo. La molienda en húmedo se hace en un molino de bolsas; una lechada con 62-70% de sólidos se alimenta al digestor pasando por un tanque igualador. Las ventajas de la molienda en húmedo es que se reducen en un 30-40% las

¹En el capítulo XXII hay una tabla de equivalencias de los tamices de la serie Tyler con los de otros sistemas.

necesidades de energía y se eliminan las pérdidas de polvo, la contaminación atmosférica por el polvo y la necesidad de secar la fosforita. Las principales desventajas son que las bolsas y el revestimiento interior del molino se desgastan algo más deprisa, y que disminuye la cantidad de agua reciclada aprovechable para otras operaciones de la fábrica. Además, es necesario control, con bastante rigor la relación agua: sólidos durante la molienda.

Las necesidades de energía para la molienda en húmedo de 180 toneladas cortas por hora de fosforita de Florida hasta pasar por el tamiz de 35 supone, según Shearon, 2.500 HP para molienda en circuito cerrado y 3.800-4.000 HP para molienda en circuito abierto [10]. El consumo de energía correspondiente es de 11,4 kWh y de unos 18 kWh por tonelada métrica para la molienda en húmedo en circuito cerrado y abierto, respectivamente.

Hay cierta divergencia de opiniones en cuanto a la necesidad de moler fino fosforitas muy poco reactivas, como el apatito igneo. Lutz y Pratt [11] indican que las fosforitas de ese tipo deben molerse hasta que un 80% pase el tamiz del 200, mientras que Somerville considera que la reactividad de la fosforita no es factor de importancia. Según Somerville, el apatito de Meramec (Missouri, EE.UU.) sin moler (cuyo tamaño es inferior a la luz del tamiz N° 150) puede dejarse sin moler. La explicación de esta diferencia de opiniones se encuentra probablemente en el tipo de digestor utilizado [8].

La calcinación de la fosforita suele considerarse como parte de las operaciones de beneficio. Sin embargo, algunos productores de ácido fosfórico que compran la fosforita la calcinan también para eliminar la materia orgánica, para reducir el contenido en carbonatos o con ambos fines. Uno de los propósitos que persigue la calcinación es el de mejorar el color de productos tales como el fertilizante líquido o productos no fertilizantes tales como el tripolifosfato sódico. Sin embargo, Stern ha indicado que una planta de ácido fosfórico pudo aumentar la producción en un 30-40% pasando de la fosforita calcinada a la no calcinada [12]. Otra ventaja es la economía en reactivos utilizados para controlar las espumas.

Sistema de reacción

Se usan en el mundo entero tan variados y múltiples sistemas de reacción que no intentaremos identificarlos todos. El objetivo que se persigue al proyectar un sistema de reacción es que, con la reacción entre la fosforita y el ácido sulfúrico, se logre, de la manera más sencilla y menos costosa posible, recuperar como ácido fosfórico producto un porcentaje máximo del P_2O_5 contenido originalmente en la fosforita. Como la etapa de filtración es la más crítica y

costosa del proceso, uno de los objetivos primordiales de la etapa de reacción es la de formar cristales de yeso de tal forma y tamaño que la filtración y el lavado se puedan efectuar con rapidez y eficiencia.

Maximizar la recuperación es lo mismo que minimizar las pérdidas. Se reconocen tres tipos de pérdidas de P_2O_5 : a) fosforita no reaccionada; b) P_2O_5 co-cristalizado con yeso mediante sustitución isomórfica de SO_4 por HPO_4 ; y c) ácido fosfórico perdido en el yeso por lavado incompleto. Quizá debiera mencionarse una cuarta fuente de pérdidas: las pérdidas mecánicas debidas a vertidos; fugas; lavado de las telas de filtro, de las tuberías y de otros elementos de equipo para eliminar incrustaciones; y pérdidas en forma de lodos.

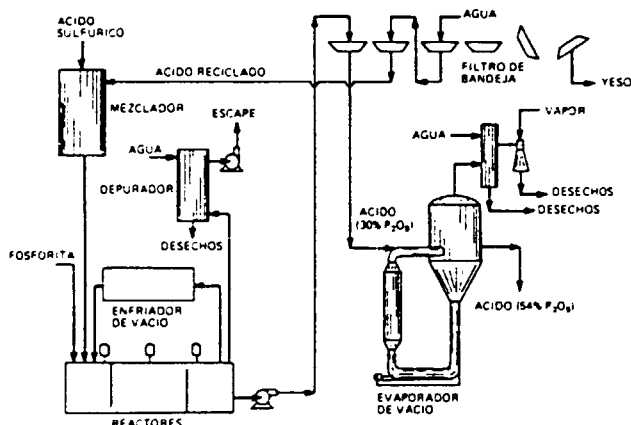
Aunque los objetivos de la etapa de reacción están claros, los medios para alcanzarlos pueden parecer complicados. Para el profano, pudiera parecer que la mejor manera de efectuar una reacción química ha de consistir en mezclar directamente los dos reactivos. En la práctica, empero, los sistemas de reacción están concebidos para impedir el contacto directo entre los dos reactivos, fosforita y ácido sulfúrico. Una de las finalidades de esta disposición es la de cuidar de que se produzca un crecimiento lento de los cristales de yeso hasta que alcancen un tamaño relativamente grande con preferencia a que se formen muchos cristales pequeños. Además, una concentración elevada en ácido sulfúrico libre se traduce en que la fosforita se reviste con un producto de la reacción del sulfato de calcio, lo cual impide que la reacción prosiga. La corrección de un caso grave de "bloqueo de la reacción" en una fábrica de ácido fosfórico puede requerir varias horas o incluso días. Por otra parte, una concentración elevada de iones de calcio en la lechada (bajo contenido en sulfato) hará que aumente la cantidad de fosfato que co-cristaliza con el yeso. Por consiguiente, lo que persiguen los proyectistas y operadores de sistemas de reacción es mantener una composición uniforme de la lechada, evitando bolsas en que la concentración del sulfato o del calcio sea elevada. Por lo general, la fase líquida consiste en ácido fosfórico (con un 30% de P_2O_5 , aproximadamente) con un 1,5% aproximadamente de ácido sulfúrico; la concentración óptima del ácido sulfúrico libre varía con la composición de la fosforita. La fase sólida es, principalmente, yeso. La proporción de sólidos en la lechada es de 35-45%. Las partículas de fosforita introducidas en esta lechada se disuelven rápidamente en el ácido fosfórico en fase líquida, ocasionando supersaturación del sulfato de calcio, lo que se traduce en el crecimiento de cristales de yeso.

Para aproximarse a esta situación ideal, el ácido sulfúrico y la fosforita que entran en el

sistema se mezclan (directa o indirectamente) con la lechada lo más rápida y completamente posible, y la lechada del sistema de reacción se agita para asegurar su homogeneidad.

En la figura 1 se representa, de forma simplificada, el diagrama de un sistema Prayon modificado (Davy Powergas). El tanque de ataque se divide en compartimentos cuyo número varía entre cuatro y ocho según el tamaño de la instalación. El ácido sulfúrico se premezcla con ácido fosfórico diluido reciclado y se descarga en el primero, segundo o tercer compartimento, según el tipo de fosforita. La lechada de fosforita resultante de la molienda en húmedo se descarga en el primero, segundo o tercer compartimento o se divide entre ellos. Para regular la temperatura, parte de la lechada se retira a un enfriador instantáneo de vacío. Una parte de la lechada enfriada vuelve al sistema de ataque, y otra parte se envía al sistema digestor. Buena parte de la lechada se hace recircular por el sistema de ataque desde el último compartimento al primero.

Figura 1. Planta ordinaria para la producción de ácido fosfórico por el proceso húmedo



Los tanques "digestores" permiten completar las reacciones y rebajar, mediante agitación suave, la supersaturación que pueda haberse originado. Además, en este punto se pueden efectuar pequeños ajustes añadiendo ácido sulfúrico o fosforita. Se han construido instalaciones de este tipo con capacidades de hasta 1.140 toneladas de P_2O_5 por día en un solo ciclo.

En otros procesos al dihidrato, se puede premezclar la fosforita con ácido fosfórico diluido reciclado o con lechada de reacción reciclada. El ácido sulfúrico se puede rociar sobre la superficie de la lechada de la cuba de reacción.

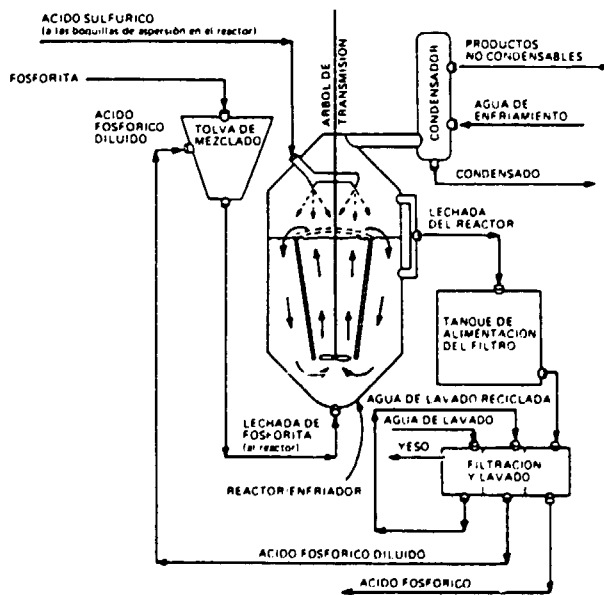
En muchas plantas más antiguas, el ácido sulfúrico se diluía, a veces hasta llegar a un 55-60% de H_2SO_4 , y se enfriaba en un intercambiador de calor antes de utilizarlo. En la mayoría

de las instalaciones modernas el ácido sulfúrico se utiliza a la concentración a la que se recibe, que suele ser del 93% de H_2SO_4 .

Cuando se premezcla ácido sulfúrico concentrado con ácido fosfórico diluido reciclado, se desprende mucho calor y esto va acompañado por la evaporación de agua y la volatilización de los compuestos de flúor (principalmente el SiF_4 y el HF). En algunas instalaciones, esta etapa se lleva a cabo en un enfriador instantáneo de vacío, lo que dota al vapor de una corriente rica en compuestos de flúor que pueden recuperarse como ácido fluosalicílico para su venta o ulterior elaboración.

Hay varios procesos en los que se utiliza un reactor de tanque único. Uno de ellos es conocido con el nombre de proceso isotérmico Gulf Design, y utiliza como reactor un cristalizador Swenson. Este sistema de reacción se representa en el diagrama reproducido en la figura 2. Es de advertir que el ácido sulfúrico concentrado se rocía sobre la superficie de la lechada que queda en la parte superior del reactor, mientras que la fosforita se premezcla con ácido fosfórico reciclado y se hace penetrar, por bombeo, en la parte inferior de la cuba de reacción. Toda la cuba de reacción está sujeta a una presión reducida, con lo que se regula la temperatura por evaporación. La circulación se regula mediante un agitador situado en un tubo de aspiración. Se asegura que la temperatura varía en menos de $0.3^\circ C$ de una parte del reactor a la otra. La instalación representada en la figura 2 tiene una capacidad nominal de 640 tpd, utilizando concentrados de fosforita de Florida

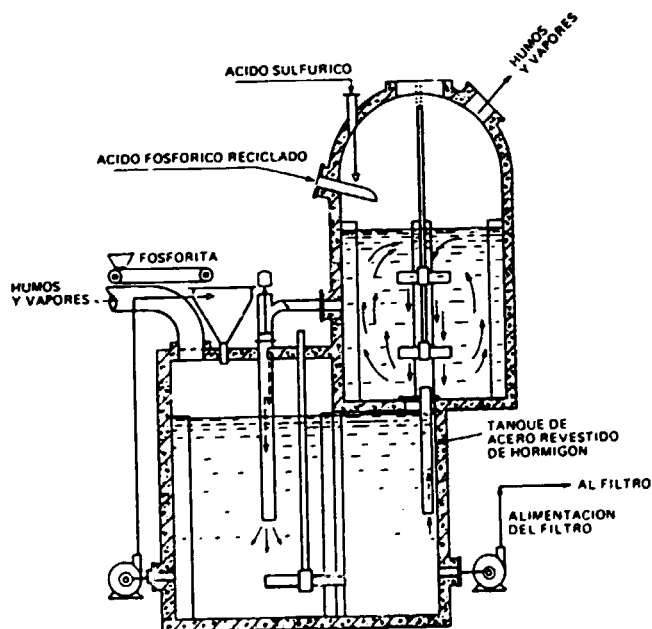
Figura 2. Producción de ácido fosfórico con el sistema reactor Swenson-Gulf Design Isothermal



no molida tratada por flotación (0.10-0.41 mm). Se asegura que las ventajas son que se puede utilizar fosforita húmeda, sin moler; menores gastos de capital y de explotación, así como de mantenimiento; y excelente control de la contaminación atmosférica.

Otro tipo de sistema de reacción es el que describe Somerville y se representa en la figura 3. En este proceso, se mezcla fosforita (de 0.5 mm o menor) con lechada reciclada en un mezclador cónico y se descarga al reactor. El ácido sulfúrico se premezcla con ácido fosfórico reciclado y la mezcla se descarga en un enfriador de vacío. Un flujo relativamente pequeño de lechada se pasa de la caldera de reacción al enfriador de vacío y se recicla al reactor para regular la temperatura de reacción. Se suele operar a temperaturas de 84°C en el reactor y de 73°C en el enfriador. Mediante ligeras modificaciones, el sistema puede utilizarse como proceso al hemihidrato, en cuyo caso las temperaturas son de unos 100°C en el reactor y de 83°C en el enfriador.

Figura 3. Sistema reactor Somerville para el ácido fosfórico



La disposición representada en la figura se recomienda para instalaciones con capacidades de unas 360 toneladas o menos de P_2O_5 por día. Para instalaciones mayores (720 tpd), se recomienda utilizar dos enfriadores de vacío de modo que el aporte de ácido sulfúrico vaya a uno de ellos y que el producto que pasa a la etapa de filtración se tome del otro.

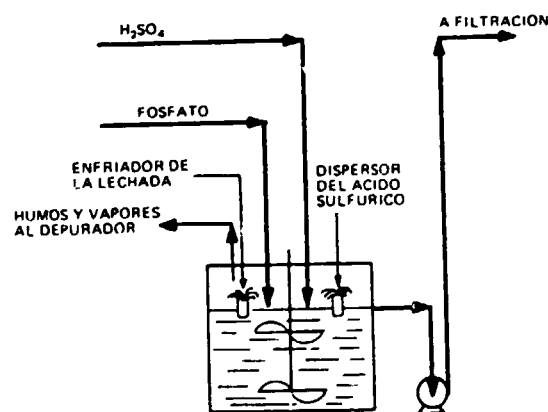
Entre las ventajas que, al parecer, tiene este sistema figuran la mejor filtración del yeso, menos

pérdidas de P_2O_5 en el yeso, y menores gastos de capital y de explotación. Se asegura asimismo que, en algunas situaciones, también plantas más pequeñas (20-50 tpd) pueden resultar económicas.

Un factor de economía interesante que propone Somerville es el hacer mucho uso del hormigón como material de construcción para las cubas de reacción y de enfriamiento. Basándose en 25 años de experiencia, Somerville asegura que el equipo de hormigón, si se proyecta y se instala bien, tiene una resistencia inherente al ataque por ácido fosfórico en el proceso húmedo, con tal de que el hormigón se haya fabricado con áridos resistentes a los ácidos, tales como la gravilla y la arena silíceas. Además, los costos de reparación o de reposición son bajos.

Otro proceso en el que se emplea un reactor de tanque único es el proceso Rhone-Poulenc, representado en la figura 4. Una característica de este proceso es que la temperatura del reactor se regula mediante una corriente de aire que se hace pasar sobre la superficie de la lechada en el reactor. Para facilitar este enfriamiento por evaporación, se disponen unos dispositivos de aspersión especiales que recogen parte de la lechada de la superficie y la rocían en gotículas por el espacio en que circula el soplo de aire en el reactor por encima del nivel de la lechada. En la parte superior del reactor se añade también ácido sulfúrico pulverizado. La fosforita se introduce por un pozo central que conduce a una zona de máxima agitación. El sistema se ha venido utilizando en unidades que producen diariamente entre 100 y 800 toneladas de P_2O_5 .

Figura 4. Sistema reactor Rhone-Poulenc para el ácido fosfórico



No se va a tratar aquí de describir, ni siquiera mencionar, todos los procesos de producción de ácido fosfórico que existen o se utilizan en el mundo entero.

Se estima que los procesos arriba descritos son bastante representativos de los procesos de

dihidrato. El proceso Kellogg-Lopker (que se utiliza en Inglaterra) emplea un sistema nuevo de reactor con dos tanques. Una característica inusual es la brevedad del tiempo de retención —hora y media aproximadamente— frente a unas 8,0 horas en la mayoría de los demás sistemas. La Fisons Ltd., la Nissan, y la Dorrico Division de la Jacobs Engineering ofrecen procesos de dihidrato, de hemihidrato y procesos en dos etapas. La mayoría de las empresas de ingeniería y construcción de plantas de fertilizantes ofrecen procesos de ácido fosfórico bien originarios de ellas mismas o para los cuales tienen licencia de explotación concedida por la empresa que los haya desarrollado.

Aunque la mayoría de las instalaciones funcionan con un pequeño exceso de ácido sulfúrico, también se puede funcionar con carencia de ácido sulfúrico y un exceso de SO_2 reemplazando parte del ácido sulfúrico con una cantidad equivalente de sulfato amónico (o de otro sulfato soluble). Se puede reemplazar con sulfato amónico hasta un 10-15% del ácido sulfúrico. Esta modificación del proceso puede ser ventajosa para utilizar pequeñas cantidades de sulfato amónico subproducto. Otra ventaja es que la velocidad de corrosión es menor. En cambio, se presenta la desventaja de que es más prolongado el tiempo de reacción (hasta 18 horas). Además, el ácido fosfórico producido por este proceso contiene fosfato amónico y, por ende, su uso queda limitado a la producción de fosfato amónico o de fertilizantes compuestos.

En otras variantes del proceso, el ácido sulfúrico libre se puede neutralizar (parcial o totalmente) después de su digestión o filtración con fosfato de calcio o amoníaco para hacerlo menos corrosivo en las etapas subsiguientes. En caso de neutralización con fosfato cálcico, se forma sulfato cálcico adicional, que puede eliminarse. La eliminación o reducción del sulfato en el ácido fosfórico permite obtener productos fertilizantes de más elevada concentración.

Tiempo de reacción y tiempo de retención

Afirma Somerville que la vida medida de una partícula de fosforita en un sistema corriente de reacción puede oscilar entre 15 segundos y 3 minutos. Esto no obstante, en las instalaciones industriales los tiempos de retención oscilan entre 1,5 y 12,0 horas o más [8]. Una de las razones guarda relación con la formación de buenos cristales de yeso, como ya se ha examinado. Otro motivo es la dificultad de controlar rigurosamente el contenido en ácido sulfúrico libre (SO_2) de la fase líquida cuando el tiempo de reacción es corto. La regulación rigurosa de este valor es de suma importancia. Aunque el nivel óptimo de regulación puede depender de la índole de la fosforita,

un nivel muy normal es el del 1,5%. Cuando el contenido en SO_2 discrepa apreciablemente del óptimo, pueden originarse serios trastornos. Como es obvio, cuanto más corto sea el tiempo de reacción, con más rapidez (y más frecuencia) pueden surgir los problemas. Probablemente, el éxito alcanzado por el tiempo de reacción de hora y media del proceso de Kellogg-Lopker guarda relación con el uso de un instrumento de análisis automático del sulfato que permite ejercer un control riguroso y efectuar rápidamente ajustes necesarios.

Filtración

La función de la etapa de filtración es la de separar el yeso (y cualesquiera materiales insolubles derivados de la fosforita o formados en la reacción) del ácido fosfórico producto, lo más completa, eficaz y económicamente posible. En todas las instalaciones modernas se utilizan filtros continuos, aunque anteriormente en algunas fábricas pequeñas se han utilizado filtros discontinuos.

Los tipos de filtro más extendidos son los filtros rotatorios de bandeja en declive, los filtros de bandeja móvil, los filtros de mesa horizontal, y los filtros de correa. En cada uno de estos filtros, el ciclo atraviesa por las etapas siguientes: *a*) deposición de la lechada de ácido fosfórico-yeso sobre el filtro; *b*) recolección del producto ácido por aplicación de vacío; *c*) dos o tres lavados a contracorriente para completar la eliminación del ácido fosfórico separándolo del yeso; *d*) descarga del yeso lavado, y *e*) lavado de la tela del filtro para impedir la acumulación de materiales que formen incrustaciones. La secuencia de operaciones se representa esquemáticamente en la figura 1. En las secciones de lavado, se recogen soluciones de ácido fosfórico cada vez más diluidas. El último lavado se hace con agua virgen o a veces con agua reciclada de un estanque de yeso o de sumideros en que se recoge el agua de lavado de la tela y las fracciones que se han vertido o escurrido. El ácido sumamente diluido que se recoge en la última sección se devuelve a la sección precedente con el filtrado del primer lavado que se recicla a las calderas de reacción. Parte del producto ácido puede reciclarse también a la etapa de digestión para regular el contenido de sólidos en la lechada haciendo que quede en un nivel aceptable, por lo general entre el 40 y el 45%.

Normalmente, los filtros se clasifican conforme a las dimensiones de su superficie activa, que puede ser de hasta unos 170 m². La velocidad de rotación (en los filtros rotativos) o de desplazamiento (en los filtros de correa) es variable, para que se pueda ajustar conforme lo requieren las características de filtración de la lechada y otros factores.

La cadencia de producción puede variar dentro de límites amplios, pero un factor de diseño muy corriente es el de 6,5 toneladas de P₂O₅ por m² y día. En la velocidad de filtrado influyen primordialmente el tamaño y la forma de los cristales de yeso, factores que, a su vez, están sujetos a la influencia de las condiciones que reinan en la sección de reacción, incluido el tipo de fosforita, el empleo de modificadores de la forma de los cristales, las condiciones del control de la reacción, etc. La presencia en la fosforita de impurezas insolubles, como la arcilla, puede redundar en detrimento de la velocidad de filtración. En ésta influyen también la temperatura, la concentración, la viscosidad del ácido y el porcentaje de recuperación deseado. Si bien hay muchas plantas en que lo que se procura es lograr la máxima recuperación, en determinadas plantas hay un ritmo de funcionamiento económicamente óptimo en el que se logra mayor producción sacrificando un tanto la recuperación.

Las velocidades de filtración dependen también del diseño del filtro, la cantidad de vacío, y muchos otros factores. Moraillon y sus colaboradores dan ejemplos que oscilan entre 2 y 18 toneladas por m² y día [13]. Shearon cita velocidades de entre 0,8 y 1,0 toneladas cortas por pie cuadrado y día (7,8 a 9,8 toneladas por m² y día) para instalaciones de Florida [10].

Concentración y clarificación del ácido fosfórico

El ácido fosfórico producido por la mayoría de los procesos de dihidrato contiene 26-32% de P₂O₅ (ácido del filtro). Un ácido con esta concentración se puede utilizar en algunos procesos para la producción de fertilizantes pero, para la mayoría de las aplicaciones, es económicamente preferible concentrarlo por evaporación de parte del contenido en agua. La concentración deseable depende de la aplicación; se dan a continuación algunos ejemplos.

Uso	Concentración del ácido P ₂ O ₅
Superfosfato triple — proceso en cámara	50-54
Superfosfato triple — proceso de lechada	38-40
Fosfato diamónico	aprox 40
Fosfato monoamónico (según el proceso)	40-54
Para expedición (calidad comercial)	54 ^d
Acido superfosfórico para envío o para la producción de fertilizantes líquidos	69-72

^dPara el ácido de calidad comercial, lo corriente es un 54% de P₂O₅ pero la concentración oscila dentro del campo de 50-60.

Los valores de concentración arriba indicados se dan simplemente a título de orientación en cuanto a las prácticas más usuales; en la mayoría de

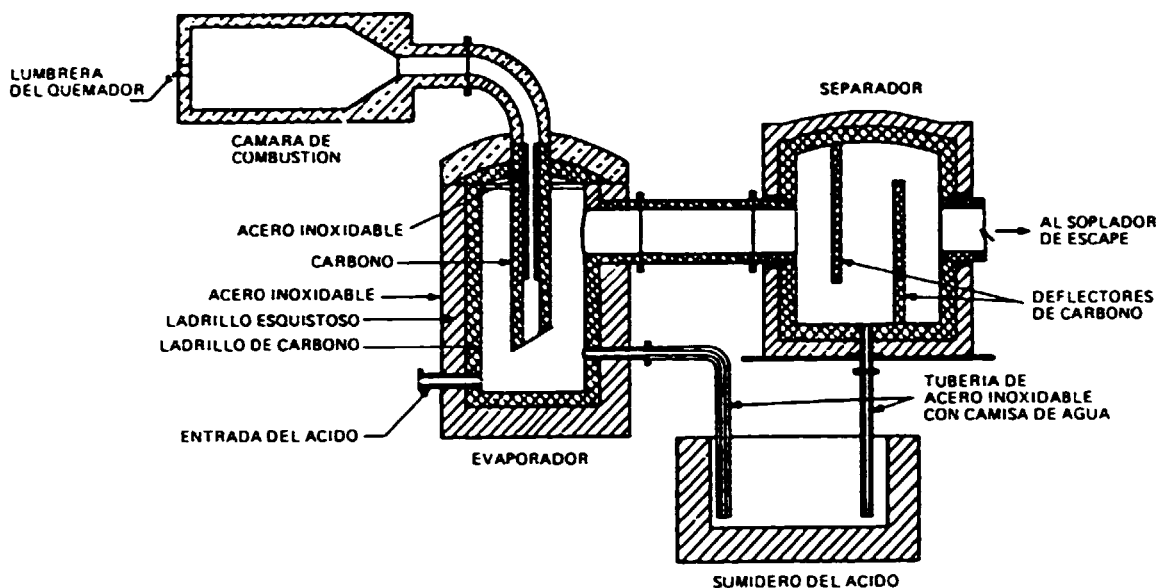
los casos, se puede perfectamente utilizar concentraciones distintas. Por ejemplo, para la producción de SFT se ha utilizado ácido con un 30% de P₂O₅ mediante un proceso que exige considerable secado del producto. Ahora bien, se aprovecha mejor la energía si se concentra el ácido que si se seca el producto con relaciones de reciclado elevadas. Esta observación resulta especialmente cierta cuando la energía de que se dispone se encuentra en forma de vapor procedente de una fábrica de ácido sulfúrico contigua.

La formación de precipitados en el ácido fosfórico se opera antes de la concentración, así como durante la misma y después de la misma. Probablemente, los compuestos que se precipitan antes de la concentración serán fluosilicatos y sulfato de calcio. Durante la concentración y después de la misma pueden formarse muy distintos compuestos, según la concentración del ácido. Estos compuestos se conocen, colectivamente, con el nombre de "lodos" y originan muchas dificultades para la manutención y el empleo del ácido. Además, forman incrustaciones en los evaporadores. Por consiguiente, muchos fabricantes clarifican el ácido y bien reciclan los lodos o los usan en productos fertilizantes, que es la aplicación en que menos problemas causan. El ácido destinado a expedición comercial, en particular, debe clarificarse bien. Se dice que el ácido fosfórico producido por procesos de hemihidrato (con 40-50% de P₂O₅) está relativamente exento de lodos.

Buena parte del flúor se volatiliza durante la evaporación y ha de recuperarse para impedir la contaminación. En algunos casos, se obtienen subproductos de flúor vendibles, tales como ácido fluosilícico, fluosilicatos, criolita, o fluoruro de aluminio.

Los concentradores de ácido fosfórico pueden clasificarse, conforme al método de calentamiento, como de calentamiento directo o indirecto. En los evaporadores de calentamiento directo, los gases de combustión entran en contacto directo con el ácido, por ejemplo en una torre rociadora o en evaporadores de combustión sumergidos. El empleo de este tipo de concentradores declina por la dificultad que supone el tener que limpiar los gases de salida para recuperar las neblinas ácidas y los compuestos de flúor. Como excepción, en algunas fábricas se produce ácido superfosfórico concentrando un ácido con 54% de P₂O₅ hasta elevar la concentración al 69-72% en un evaporador de calentamiento directo similar a los evaporadores de combustión sumergidos. La figura 5 representa un diagrama de una planta piloto de este tipo, de la TVA. Posteriormente se han modificado y mejorado las unidades de escala comercial, una de las cuales lleva el nombre de evaporador Oxi-Nordac. Las empresas Prayon, Nordac y otras han desarrollado evaporadores bastante similares para elevar la

Figura 5. Planta piloto para la concentración de ácido fosfórico de vía húmeda



concentración del ácido de filtro de 30 hasta 50-55% de P_2O_5 . El combustible necesario para elevar la concentración en P_2O_5 del 30 al 54% es de 1.4 millones de kcal por tonelada de P_2O_5 , aproximadamente. Además, se requieren unos 70 kWh de energía eléctrica por tonelada de P_2O_5 . Se puede utilizar cualquier combustible sólido o gaseoso, y algunos tipos de carbón. Para elevar la concentración del 54 al 70% de P_2O_5 , se necesitan entre 600.000 y 800.000 kcal por tonelada de P_2O_5 .

Los evaporadores de calentamiento indirecto suelen calentarse con vapor o, en algunos casos, mediante un medio de transferencia de calor tal como un Downtherm que, a su vez, es calentado en un intercambiador de calor calentado directamente. Son tipos corrientes los evaporadores tubulares, por lo general con circulación forzada, o los evaporadores-cristalizadores. Estos últimos responden al propósito de convertir las impurezas que se precipitan en cristales relativamente bastos para disminuir la formación de incrustaciones y facilitar la eliminación por sedimentación o por centrifugado. La elevación de la concentración del 30 al 54% de P_2O_5 se puede efectuar en una, dos o tres etapas, según la escala de las operaciones.

Para elevar la concentración del 30 al 54% de P_2O_5 , se necesitan unas 1.9 toneladas de vapor por tonelada de P_2O_5 en el ácido concentrado. Ese vapor suele encontrarse disponible por proceder de la fabricación de ácido sulfúrico si éste se fabrica mediante la combustión de azufre. Las necesidades de energía eléctrica pueden oscilar entre 11 y 16 kWh por tonelada de P_2O_5 , según la escala de las operaciones. Se requieren unas 6 toneladas de agua

de enfriamiento por tonelada de P_2O_5 , para condensar el agua que se evapora del ácido.

La cantidad de flúor eliminada durante la concentración del 30 al 54% de P_2O_5 puede ser del 70-80% de la que existiera originalmente en el ácido, la mayoría de la cual se volatiliza y se recupera en el condensado.

Para pasar del 54 al 70% de P_2O_5 , se requiere aproximadamente una tonelada de vapor a alta presión (unas 27 atm, y temperatura de 230 °C) por tonelada de P_2O_5 . Las necesidades de energía son del orden de 24 kWh/tonelada de P_2O_5 . Cuando se utiliza para la transferencia de calor el aparato Downtherm, la necesidad de combustible es de unas 640.000 kcal/tonelada.

En la producción de ácido superfosfórico (con 69-72% de P_2O_5) mediante la concentración de ácido obtenido por el proceso húmedo, la mayor parte del flúor se volatiliza, con lo que el ácido sólo contiene 0,2-0,3% de F. Añadiendo sílice reactivo durante la evaporación para reforzar la volatilización del flúor, el contenido en flúor puede reducirse más hasta dejarlo en un 0,1%, aproximadamente. Un ácido de este tipo resulta adecuado para la fabricación de productos destinados a reforzar el alimento de los animales, como el fosfato dicálcico o el fosfato amónico, y se utiliza con ese fin. Otras ventajas del ácido superfosfórico son las siguientes:

1. Se economiza en fletes si el ácido se envía al exterior.
2. Se eliminan los lodos. Los ácidos polifosfóricos retienen la mayor parte de las impu-

tezas comunes; esto no obstante, en algunos ácidos se pueden precipitar pirofosfatos de titanio o de magnesio.

3. El ácido superfosfórico es mucho menos corrosivo que el de más bajas concentraciones.
4. El ácido superfosfórico es adecuado para producción de fertilizantes líquidos claros (soluciones de polifosfato amónico), ya que el polifosfato retiene las impurezas que de otra forma se precipitarían en la etapa de amonificación (véase el capítulo XIX).
5. El ácido superfosfórico puede utilizarse para producir fertilizantes compuestos partiendo de una masa fundida, procesos en los cuales se elimina la etapa de secado (véase el capítulo XIX).

Las principales desventajas del ácido superfosfórico son las necesidades de energía, la corrosión que se da en algunos tipos de evaporadores, y la gran viscosidad. La viscosidad depende de la temperatura, de la concentración, y del contenido en impurezas; algunos ácidos superfosfóricos pueden calentarse hasta 60°C o más para poder bombear con bombas de tipo centrífugo.

Las composiciones de los ácidos superfosfóricos que se obtienen a partir de diversos tipos de fosforita se representan en el cuadro 3.

Utilización de los lodos

Como ya se ha señalado, en el ácido fosfórico se precipitan impurezas lodosas antes de la concentración, durante la misma y después de la misma. Si el ácido se utiliza en la misma planta para la producción de fertilizantes, quizá se pueda utilizarlo sin separar los lodos. Ahora bien, en algunos casos la cantidad de lodos puede ser tan grande que rebaje la calidad de los productos fertilizantes hasta niveles inaceptables.

Los lodos sólidos que se forman en el ácido de filtro (30% de P₂O₅) son principalmente yeso y fluorsilicatos y, en algunos casos, pueden devolverse a la unidad de producción de ácido fosfórico sin que ello perturbe seriamente su funcionamiento. En el caso de los lodos que se forman después de la concentración, es probable que contengan una proporción elevada de compuestos de fosfato aluminico y hierro. Un ejemplo es (Al, Fe)₃KH₁₄(PO₄)₇ · 4H₂O. Lehr ha identificado 38 compuestos cristalinos diferentes que aparecen en los lodos que se forman en los ácidos de proceso húmedo [14]. Es probable que el regreso de los compuestos de hierro y aluminio a la unidad de producción de ácido origine algunas dificultades. Cuando hay que separar este lodo, como suele ocurrir si hay que efectuar expediciones al exterior, el lodo se utiliza a menudo para la producción de SFT. La mayoría del P₂O₅ contenido en los sólidos de los lodos es citrosoluble pero no hidrosoluble; por consiguiente, esta solución no es ventajosa cuando el SFT se vende a base de su solubilidad en agua.

El lodo se puede utilizar en la producción de fosfato monoamónico (MAP) no granular que, a su vez, se utiliza como producto intermedio para la producción de fertilizantes compuestos. No hay ninguna calidad estándar de MAP utilizable como intermedio; el usuario tiene que formular los fertilizantes compuestos basándose en la composición real encontrada. También sucede en este caso que los compuestos de magnesio, hierro y aluminio no son hidrosolubles. Es más, no existe ningún método económico para utilizar los sólidos de los lodos en los países en que los fertilizantes fosfatados se venden sobre la base de su solubilidad en agua.

La precipitación después de la concentración hasta un 54% de P₂O₅ es lenta, y nunca llega a ser tan completa que no se forme más precipitado al

CUADRO 3. COMPOSICIÓN QUÍMICA DE LOS ÁCIDOS SUPERFOSFÓRICOS

Tipo de fosforita	De la zona occidental de los Estados Unidos					
	De Florida	De los Estados Unidos	De Carolina del Norte	De Marruecos	De Togo	De Libia
Calcificación:	No	Si	Si	No	No	No
Composición, % en peso						
Total de P ₂ O ₅	72,9	72,5	71,2	72,4	73,0	72,1
Orto de P ₂ O ₅	31,8	34,0	37,6	25,1	35,3	27,1
Fe ₂ O ₃	2,2	1,2	1,4	0,6	1,9	2,4
Al ₂ O ₃	1,8	3,0	1,3	0,4	0,9	0,5
F	0,3	0,3	0,4	0,1	0,1	—
So ₂	2,0	2,1	3,4	2,7	1,7	3,3
MgO	0,3	0,8	0,6	1,1	0,1	0,1
Color	Negro	Verde	Verde	Verde	Oscuro	Oscuro
Contenido en polifosfatos, % del total de P ₂ O ₅	56	53	47	65	52	62,5

continuar el almacenamiento. Sin embargo, existen métodos de clarificación que reducen el problema de los lodos en los ácidos de calidad comercial hasta niveles aceptables.

Materiales de construcción

Aunque la cuestión de la elección de materiales de construcción es muy importante, en el presente manual sólo podemos tratarla brevemente. Las intensidades de corrosión en las plantas de ácido fosfórico son muy variables, dada la naturaleza compleja de este ácido. Los factores que influyen en los procesos de corrosión no se conocen lo suficientemente bien para poder predecir con precisión en qué medida cambiarán según la composición de la fosforita o las condiciones de funcionamiento. Por consiguiente, el costo adicional de construir con materiales más resistentes suele estar económicamente justificado, sobre todo si hay la posibilidad de que se utilicen fosforitas de diversas procedencias o si la fuente de suministro de la fosforita o bien las condiciones de funcionamiento son tales que cabe esperar origen en condiciones muy corrosivas. Con frecuencia, los tanques de reacción se hacen de acero con revestimiento de caucho o de hormigón con un revestimiento interior de ladrillo de carbono. Para los tanques de almacenamiento se puede utilizar acero con revestimiento de caucho. Ya se ha mencionado anteriormente el empleo de hormigón sin revestimiento interior para tanques de reacción; su éxito depende de que se elijan áridos resistentes a los ácidos y de que la instalación sea correcta. Antes de utilizar el hormigón en la construcción de la planta hay que hacer pruebas con muestras de hormigón en lechadas de acidulación.

Las partes de más vital importancia de la planta de ácido fosfórico, y las más vulnerables, son los agitadores, las bombas y los filtros. Donde más rigurosas resultan las condiciones corrosivas es en los agitadores. Sin embargo, los agitadores se pueden renovar con relativa facilidad y a bajo costo. En cambio, los filtros son costosos y de gran tamaño, y no son tan fáciles de renovar o reparar. Las condiciones de corrosión son algo menos rigurosas para el filtro que para los agitadores porque la temperatura media es más baja y la erosión cuenta menos.

Desde hace muchos años, el acero inoxidable 316L viene utilizándose mucho para la construcción de agitadores, filtros y otro equipo que ha de entrar en contacto directo con el ácido fosfórico de proceso húmedo o la lechada de reacción. Ahora bien, aumenta la tendencia a utilizar en las fábricas nuevas aleaciones más resistentes, sobre todo cuando la fuente de suministro de la fosforita puede cambiar o cuando cabe prever la aparición de condiciones de fun-

cionamiento más rigurosas. En orden creciente de resistencia a la corrosión, van utilizándose cada vez más el acero inoxidable 317L, el Ferralium, y la aleación UB6. Hay muchas aleaciones similares con otros nombres o designaciones, y estas cuatro se citan sólo a título de ejemplo. La composición de estas aleaciones es la siguiente:

	316L	317L	Ferralium	UB6
Cr	16-18	18-20	25	20
Ni	10-14	11-15	5	15
Mo	2-3	3-4	2	4-5
Cu	—	—	3	1.5
C	0.03	0.03	0.06	0.02

El costo por kg. en dólares EE.UU., del acero inoxidable 316L es de 4,4-5,2 para las piezas moldeadas y de 3,2-4,0 para la chapa. La aleación 317L cuesta aproximadamente un 10% más; el Ferralium, un 25% más; y el UB6, un 50% más. Sin embargo, este coste adicional se puede justificar fácilmente por la mayor duración, menos demoras por reparación, y mayor flexibilidad en la elección de fosforita y de condiciones de funcionamiento.

Procesos al hemihidrato y en dos etapas

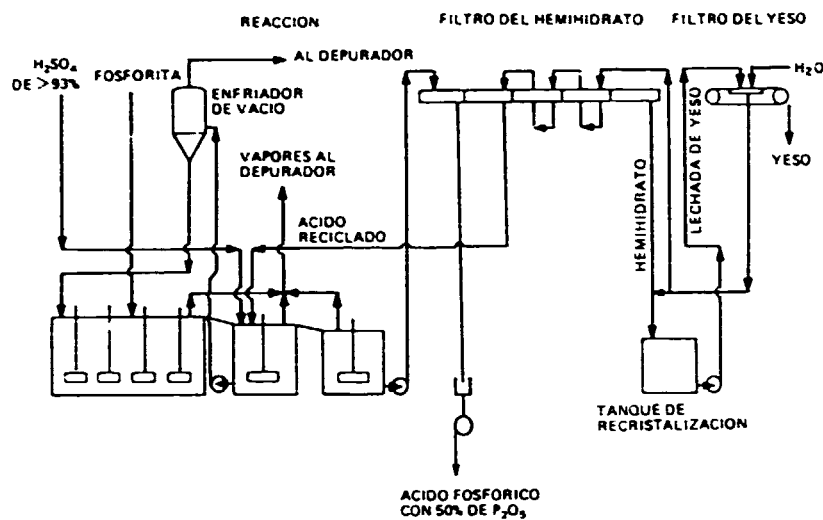
No se va a intentar efectuar aquí la descripción de los numerosos procesos basados en el hemihidrato y de los de dos etapas. Sin embargo, el diagrama simplificado de la figura 6, que corresponde a la planta de Trepca (Yugoslavia), en la que se usa el proceso hemihidrato-dihidrato de la Fisons, representa más o menos las condiciones más frecuentes. A continuación se describe el proceso brevemente [15].

El proceso Fisons, en dos etapas por vía hemihidrato, o proceso de HDH, tal como se ha instrumentado para la Trepca, se destina a la producción de ácido fosfórico con 50-52% de P_2O_5 en régimen muy eficiente; por lo general, se obtiene un índice del 98,5%. El proceso consiste en un sistema de reacción del hemihidrato, filtración del hemihidrato, una etapa de recristalización, y filtración del dihidrato.

Se alimenta fosforita, toda ella de dimensiones inferiores a 1,7 mm, a la primera cuba de reactor, por medio de un transportador de correa con dispositivo de pesas. La lechada del primer reactor rebosa al segundo, al cual se le añade ácido sulfúrico premezclado y "ácido de retorno". La temperatura de ambos reactores se regula dentro del campo de los 98-100 C haciendo circular la lechada por un enfriador instantáneo a fin de eliminar el exceso de calor de la reacción y dilución.

Las condiciones de reacción en ambos reactores son importantes, ya que el éxito del proceso depende del crecimiento satisfactorio de cristales

Figura 6. Diagrama del proceso de producción de ácido fosfórico por vía hemihidrato — dihidrato



uniformes con elevadas velocidades de filtración y de lavado.

Es importante controlar el sulfato del ácido en los reactores, y por eso una proporción fija de la lechada bombeada del segundo reactor al enfriador instantáneo se recicla al primero para regular la velocidad de precipitación del sulfato de calcio en este reactor y, por consiguiente, el tamaño de los cristales. La lechada que sobre se devuelve al segundo reactor con un nivel de 1.5-2.0% de sulfato, y la lechada luego rebosa y pasa al tanque de alimentación del filtro.

El primer reactor es un tanque provisto de deflectores con cuatro agitadores de seis palas cada uno, dos de los cuales bombean hacia arriba, y dos hacia abajo, para alcanzar un "régimen" muy eficaz de movimiento de la lechada. El segundo reactor y el tanque de alimentación del filtro van equipados también con agitadores de seis palas y, asimismo, perfectamente dotados de deflectores.

En el proceso Fisons se utilizan dos filtros, controlados con independencia el uno del otro, para la filtración de las lechadas. Esto permite optimizar en cada uno de los filtros por separado la velocidad de funcionamiento y el espesor de la torta.

La lechada procedente del tanque de alimentación del filtro se bombea al filtro del hemihidrato, que es un filtro de vacío de bandeja inclinada horizontal ordinaria, con tres etapas de lavado a contracorriente. El "ácido de retorno del dihidrato" reciclado de la segunda fase se utiliza para el lavado final de la torta y el lavado en bandeja.

El ácido de la primera fase de lavado, junto con una parte del ácido producto, vuelve al sistema de reacción. Este es el llamado "ácido de

regreso del hemihidrato" que se premezcla con ácido sulfúrico al 98% y se alimenta al segundo reactor. El resto del producto ácido se bombea a los tanques de almacenamiento de ácido con 50% de P_2O_5 .

El hemihidrato descargado del filtro de la primera etapa pasa, por un plano inclinado, a un tanque de recristalización provisto de un sistema de agitación. En este tanque se regulan el tiempo de residencia, el contenido en sólidos y la composición química para que quede debidamente completada la recristalización del hemihidrato a dihidrato. Durante el proceso, se desprende del hemihidrato P_2O_5 coprecipitado de la red cristalina. Al tanque de recristalización se le añade ácido sulfúrico para fijar los iones de calcio así liberados y para mantener condiciones óptimas para la recuperación de la cantidad máxima de P_2O_5 y promover el crecimiento de buenos cristales de dihidrato.

La lechada de dihidrato se bombea a un filtro continuo de correa, donde se lava con agua virgen. El filtrado (que es el llamado "ácido de regreso como dihidrato" y contiene el P_2O_5 recuperado de la red cristalina) se recicla al filtro del hemihidrato como producto de lavado final de la torta y de la bandeja. La torta de dihidrato se descarga en seco del filtro y se trata de nuevo en lechada en un tanque provisto de un sistema de agitación, y se bombea para darle salida. También cabe utilizar un sistema de descarga en seco.

El ácido que se vierte se reúne en un sumidero de fondo y se hace regresar al tanque de recristalización. Se instala un tanque de lavado que permita efectuar un lavado ordinario en circuito cerrado para el equipo del filtro con agua caliente o con soluciones químicas, si es preciso. No se necesita ningún lavado regular para el

equipo correspondiente a la lechada procedente de la reacción.

Parte del flúor que se alimenta junto con la fosforita se libera, y se puede recuperar como H_2SiF_6 . En el caso de la fosforita de Marruecos de calidad ordinaria, el 40-50% del flúor que se alimenta conjuntamente con la fosforita se desprende en el enfriador instantáneo y en los reactores.

Los vapores procedentes del enfriador instantáneo pasan a una torre de depuración por vacío en dos etapas. En el depurador de flúor primario, los vapores se tratan con H_2SiF_6 de recirculación. Se alimenta agua virgen al depurador de flúor secundario, y se garantiza una recuperación total del flúor de más del 99%, con un subproducto consistente en H_2SiF_6 al 23%.

Los gases de salida de los reactores y del filtro del hemihidrato se hacen pasar por un depurador de gases que funciona a presión atmosférica, para el cual se obtiene la misma concentración de ácido fluosilícico y la misma eficiencia de depuración.

De las ventajas de los procesos al hemihidrato-dihidrato en general ya se ha tratado. En este caso particular, no se dispone de ningún vapor sobrante procedente de la producción de ácido sulfúrico; por consiguiente, poder prescindir del uso de vapor para la concentración del ácido resultaba una ventaja importante.

5. Economía de la producción de ácido fosfórico

Costos de materias primas

El costo de la producción de ácido fosfórico depende en gran medida del costo de las materias primas: la fosforita y el ácido sulfúrico. En las cantidades de estas materias primas que se recuperan por tonelada de P_2O_5 , influyen la concentración y la relación $CaO:P_2O_5$ de la fosforita, como ya se ha discutido. En las consideraciones que siguen, sólo se utilizarán los valores de la mediana de necesidades, pero debe recordarse que las necesidades reales pueden diferir considerablemente respecto de esos valores.

A principios de 1977, los precios de lista de la fosforita de Marruecos 72 BPL (fosfato tricálcico) eran de 38 dólares por tonelada (Kouribga) y de 35,25 dólares por tonelada (Yusufia), f.a.s. puertos marroquíes; la fosforita de Florida 72 BPL tenía un precio de lista de 28,50 dólares por tonelada, f.o.b. Tampa. Los precios para contratos de suministro de grandes cantidades pueden ser considerablemente inferiores. Las tarifas de los fletes oceánicos pueden llegar hasta los 20 dólares por tonelada (para expediciones de Marruecos a la India, por ejemplo). Además, los costos de descarga y de transporte por el interior del país

pueden elevar los costos del producto entregado hasta llegar en algunos casos a los 80 dólares por tonelada.

Recientemente, los costos del azufre servido han oscilado entre \$50 y \$70/t. Probablemente, un ácido sulfúrico fabricado a partir de azufre que cueste \$50/t costará por lo menos \$30/t. Supiendo que la fosforita se consiga a 50 dólares y el ácido sulfúrico a 30, la suma del costo de estas dos materias primas es de 244 dólares por tonelada de P_2O_5 , como ácido fosfórico.

Fosforita	$3,22 \times \$50 =$	\$161
Acido sulfúrico	$2,78 \times \$30 =$	\$ 83
<i>Total</i>		<u>\$244</u>

Como el precio corriente en el mercado mundial del ácido fosfórico es de unos 200 dólares por tonelada de P_2O_5 , parece evidente que la producción de ácido fosfórico a partir de materias primas importadas no es económicamente atractiva por el momento (1978). Sin embargo, el precio de los fertilizantes fosfatados y de los productos intermedios está en la actualidad deprimido por el exceso de oferta. Las previsiones efectuadas indican que esta situación de exceso de la oferta se mantendrá por lo menos durante todo el año 1981.

La mayor parte de las fábricas nuevas de ácido fosfórico están situadas junto a la fuente de suministro de la fosforita o del ácido sulfúrico o de ambos productos, o muy cerca de la misma. El costo de la fosforita en bocamina puede variar dentro de márgenes muy amplios, pero en la mayoría de los casos queda entre 20 y 25 dólares por tonelada. El costo del ácido sulfúrico (o del azufre) también puede variar mucho, según que se trate de azufre recuperado, azufre extraído de mina o ácido sulfúrico obtenido como subproducto a partir de ácido de talleres de fundición. En este último, el costo podría ser nulo o incluso negativo, ya que la recuperación del ácido sulfúrico a partir de las instalaciones de fundición es necesaria para evitar la contaminación atmosférica, y lo que cabe hacer si no se utiliza el ácido sulfúrico es darle salida mediante una operación muy costosa, como es la de la neutralización con caliza.

Costos de capital

Los costos de capital se dan simplemente a título de ejemplo y se han tomado del Boletín de la TVA Y-95, que corresponde a costos de diciembre de 1974 aumentados un 26% para tener en cuenta la elevación del costo de vida hasta 1978 [16]. Ulteriormente, estas estimaciones de la TVA se han ajustado más siguiendo el criterio siguiente:

1. Se han omitido las instalaciones de descarga de la fosforita; si la planta está situada a bocamina, esas instalaciones no son necesarias.

- Se ha omitido la clarificación del ácido; en la mayoría de los casos, será innecesaria si el ácido se utiliza en la planta.
- Las instalaciones de almacenamiento de ácido se han reducido a la producción de un día de ácido con 30% de P_2O_5 y dos días de producción de ácido al 54%. Esto debe ser suficiente si el ácido se utiliza en la planta. Si el ácido ha de enviarse a otros puntos, se requerirá más capacidad de almacenamiento (esta cuestión se ha tratado en el apartado relativo a la expedición de ácido fosfórico).

El costo resultante, para la instalación de producción directa de una fábrica situada en un lugar industrializado, como la zona estadounidense del Golfo de México o una ubicación europea equivalente, se da en la tabla que figura a continuación para una fábrica con capacidad nominal de 600 toneladas de P_2O_5 al día.

Concepto	Costo, en millones de \$ E.E.U.U.	% del total
Almacenamiento de la fosforita	0,74	4,4
Molienda de la fosforita	2,96	17,6
Reacción y filtrado	7,59	44,9
Concentración del ácido	2,49	14,7
Estanques del yeso y de separación	2,59	15,3
Almacenamiento del ácido	0,52	3,1
	16,89	100,0

El costo de la planta variará también con la capacidad. El costo de las instalaciones auxiliares y de apoyo dependerá de la ubicación, y el costo total dependerá de la infraestructura y de hasta qué punto la ubicación sea periférica o central. En el cuadro y en la figura 7 que vienen a continuación se dan algunas estimaciones, a título de ejemplo.

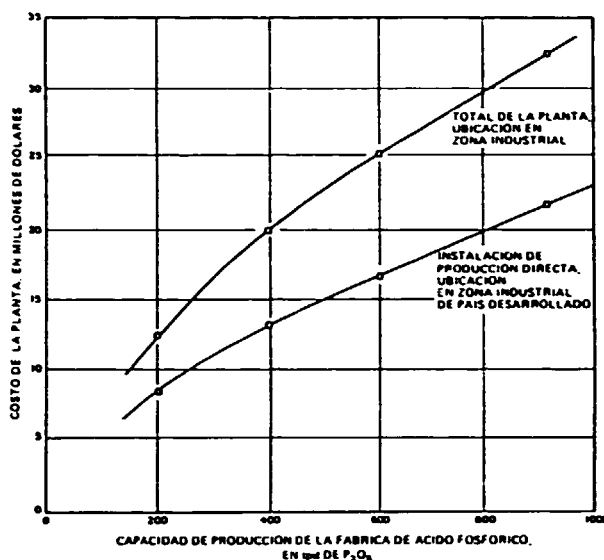
COSTO DE CAPITAL DE FABRICAS DE ACIDO FOSFORICO, EN MILLONES DE DOLARES E.E.U.U.

Concepto	Capacidad, en tpd de P_2O_5			
	200	400	600	900
Instalación de producción directa, ubicación en zona industrial	8,4	13,3	16,9	21,7
Total de la fábrica ^a , ubicación en zona industrial	12,6	20,0	25,4	32,6
Total de la fábrica, ubicación en país en desarrollo ^b	15,8	25,0	31,8	40,8

^aInstalación de producción directa $\times 1,5$ para tener en cuenta las instalaciones y servicios auxiliares y de apoyo

^bCosto total de la planta para ubicación en zona industrial, multiplicado por 1,25

Figura 7. Costo de capital de fábricas de ácido fosfórico por el proceso húmedo



Se ha supuesto, arbitrariamente, que el hecho de que la planta esté en un país en desarrollo eleva su costo en un 25%; las diferencias reales de costos pueden variar muchísimo según la accesibilidad o lejanía de la ubicación y las disponibilidades de infraestructura.

En las estimaciones no se ha incluido la infraestructura que pudiera ser necesaria, como carreteras, vías férreas, servicios portuarios, viviendas y poblados comunitarios, alojamiento para visitas, instalaciones para la generación de electricidad, etc. En algunas ubicaciones pueden ser necesarias estas instalaciones o parte de ellas.

Si se piensa enviar al exterior el ácido fosfórico, hay que disponer instalaciones para la clarificación y almacenamiento de ácido con 54% de P_2O_5 , lo cual puede costar entre 2 y 4 millones de dólares, según la magnitud de las expediciones y el volumen total enviado.

Costos de producción

El costo de producción estimado del ácido fosfórico en un país en desarrollo se representa en el cuadro 4. Se han supuesto condiciones relativamente favorables; se ha supuesto que se dispone de fosforita a \$20/t, lo cual sólo es posible si la planta está situada en bocamina o cerca de la mina, donde los costos de extracción y beneficio son moderadamente bajos. El disponer de ácido sulfúrico a \$30/t es posible si se dispone de azufre a \$50/t. Incluso con estos costos relativamente bajos de las materias primas, el costo de éstas supone entre el 71 y el 78% del costo total de producción si la planta funciona al 100% de la capacidad nominal.

La influencia de la escala de operaciones es relativamente pequeña en comparación con la que

CUADRO 4. COSTO ESTIMADO DE LA PRODUCCION DE ACIDO FOSFORICO EN UN PAIS EN DESARROLLO

Capacidad de la planta, en tpd de P ₂ O ₅ Miles de toneladas al año, con utilización de la capacidad al 100%	200	400	600	900
Necesidad de capital fijo, en millones de dólares	15,8	25,0	31,8	40,8
<i>Costo de producción, en dólares por tonelada de P₂O₅.</i>				
Costos relacionados con el capital ^a	42,47	33,48	28,38	24,28
Costos relacionados con la mano de obra ^b	8,39	6,42	6,22	5,96
Total parcial	(50,66)	(39,90)	(34,60)	(30,24)
Costos de materias primas				
Fosforita, 3,22 toneladas × \$20	64,40	64,40	64,40	64,40
Acido sulfúrico, 2,78 toneladas × \$30	83,40	83,40	83,40	83,40
Total parcial	(147,80)			
Otros costos				
Agua y suministros ^c	2,50	2,50	2,50	2,50
Energía eléctrica, kWh × \$0,02	3,00	3,00	3,00	3,00
Vapor ^d , 1,9 toneladas × \$2,50	4,75	4,75	4,75	4,75
Total parcial	(10,25)	(10,25)	(10,25)	(10,25)
Total de los costos de producción	208,71	197,95	192,65	188,29

^aCostos relacionados con el capital:

Amortización, 15 años	6,67% del capital al año
Interés, al 8%, de la mitad del capital	4,00% del capital al año
Impuestos y seguros	2,00% del capital al año
Mantenimiento	5,00% del capital al año
Total	17,67% del capital al año

^bCostos relacionados con la mano de obra:

Mano de obra de fabricación	
Supervisión y gastos generales = 100% de la mano de obra de fabricación	
Control de calidad = 20% de la mano de obra de fabricación	

^cAgua de elaboración, agua de enfriamiento, agua de estanques recirculada, productos químicos antiespumante, y otros suministros.

^dSi se cuenta con vapor procedente de una planta de ácido sulfúrico, este costo puede acreditarse a la producción de ácido sulfúrico.

se observa en el caso de la producción de fertilizantes nitrogenados; el aumento de la escala pasando de las 200 a las 900 tpd sólo reduciría el costo en unos \$20/t de P₂O₅, es decir en un 10%, aproximadamente. Ahora bien: si la unidad de ácido fosfórico forma parte de un complejo en el que también se produce ácido sulfúrico y hay unidades para la producción de fertilizantes fosfatados o compuestos de importancia proporcionada, la influencia de la escala de operaciones sería algo más importante. Además, si la planta requiere una labor importante de desarrollo de elementos de infraestructura, la escala de operaciones debe ser lo bastante grande para justificar esos gastos.

La figura 8 permite apreciar la influencia del tamaño de la planta y de la utilización de la capacidad en el costo de producción. Con índices de utilización de la capacidad de 80-100%, las variaciones dentro de ese campo no tienen un efecto importante en el costo, pero si la utilización baja al 60%, el efecto es más serio, sobre todo en las plantas pequeñas. Y si la planta de ácido fosfórico es una unidad clave de un complejo, el

efecto de la utilización de la capacidad en el costo del producto final será más pronunciado.

Como ya se ha señalado, los costos de la fosforita y del ácido sulfúrico suponen un elevado porcentaje del costo total de producción del ácido fosfórico. Para ver qué combinación de costos de la fosforita y del ácido pudiera llevar a una operación lucrativa, se han hecho cálculos para las condiciones siguientes:

Capacidad de la planta	600 tpd de P ₂ O ₅
Utilización de la capacidad	90%
Costos distintos de la fosforita y del ácido	48,62 \$/t de P ₂ O ₅
Rendimiento de la inversión	10% del costo de la planta/año (17,84 \$/t de P ₂ O ₅)
Precio de venta del ácido fosfórico	200, 250 y 300 \$/t de P ₂ O ₅

Los resultados de estos cálculos se muestran en la figura 9.

Si el precio de venta del ácido fosfórico es de \$200/t de P₂O₅ (que es aproximadamente el actual

Figura 8. Influencia de la escala de operaciones y del índice de utilización de la capacidad en los costos de explotación de plantas de ácido fosfórico

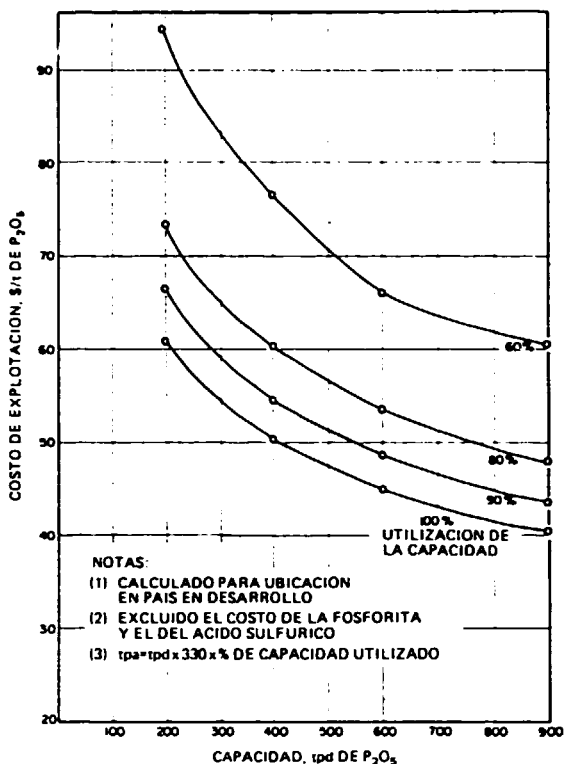
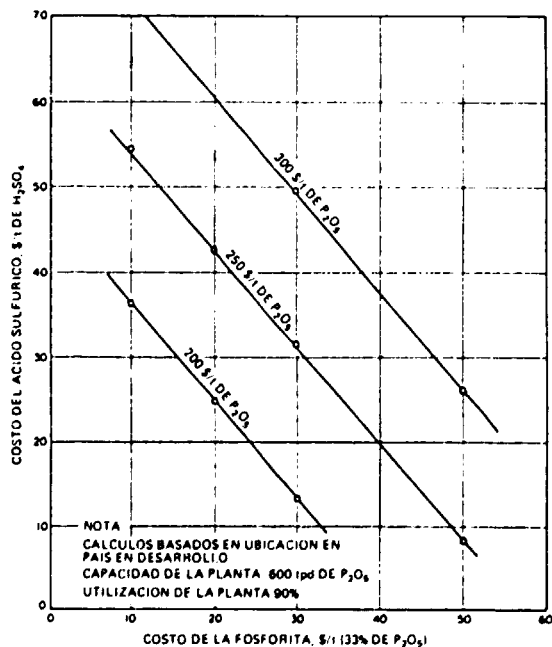


Figura 9. Influencia del precio de venta del ácido fosfórico en los costos tolerables de la fosforita y del ácido sulfúrico



precio en el mercado mundial) la suma de los costos por concepto de fosforita y ácido sulfúrico no debe pasar de los \$131.54/t de P₂O₅. Este costo puede obtenerse con la fosforita a \$10/t y el ácido sulfúrico a \$36/t, o con la fosforita a \$20/t y el ácido a \$25/t. Es decir, que sería preciso contar con una combinación insólitamente favorable para poder competir en el mercado mundial a los precios actuales (1978). De los costos adicionales que entraña la expedición del ácido por vía marítima se hablará más adelante.

Ahora bien: si el ácido fosfórico se va a utilizar para producir fertilizante potásico a utilizar en el país, debe competir con el costo del ácido importado entregado al cliente, que puede ser de hasta \$250/t en muchas ubicaciones. A este precio, ya se puede funcionar económicamente con fosforita y ácido a unos \$30/t cada uno o con fosforita a \$20/t y ácido a \$42/t.

Si sube el precio del mercado mundial (lo cual es probable) o si la planta está situada en una zona comercial en que la importación de ácido fosfórico resultaría extraordinariamente costosa, pudiera ser realista un precio de planta de \$300/t o superior. En este caso, considerar como potencialmente económicas combinaciones tales como fosforita a \$50/t y ácido a \$26/t o fosforita a \$20/t y ácido a \$61/t.

Todos estos cálculos se dan simplemente a título de ejemplo, pero para cada proyecto concreto procede efectuar un estudio técnico y económico detallado.

6. Embarques de ácido fosfórico

Una novedad relativamente reciente es la del envío de ácido fosfórico desde el punto de producción a otras ubicaciones donde se lo transforma en fertilizantes, fosfatados o compuestos, acabados. Dentro del territorio de los Estados Unidos es muy frecuente que se efectúen expediciones, principalmente por ferrocarril, desde los establecimientos de producción de Florida, Carolina del Norte y Luisiana a pequeñas empresas de fabricación de fertilizantes situadas en las zonas de mercado y que producen diversos fertilizantes compuestos (líquidos o sólidos) para venta local. También en el interior de algunos países europeos o entre estos países se embarcan considerables cantidades de ácido fosfórico, estas expediciones se efectúan en parte por ferrocarril, pero lo más corriente es el envío por buques de cabotaje o por barcazas a través de vías acuáticas interiores.

El envío transoceánico cobra rápidamente importancia; varios productores han construido o

están construyendo instalaciones para la producción de ácido fosfórico destinado primordialmente a la exportación. Los principales países exportadores son México, Marruecos, Estados Unidos, España, Francia, Túnez, Sudáfrica e Israel. Entre los países importadores figuran la India, el Brasil, Colombia, varios países europeos y el Japón. Los embarques transoceánicos rebasaron el millón de toneladas de P_2O_5 en 1976, y para 1977 se espera un nuevo aumento, ya que en Sudáfrica y Marruecos están entrando en producción grandes fábricas nuevas de ácido fosfórico destinado a la exportación [17]. Se ha estimado que el comercio mundial en ácido fosfórico en 1977 ascendió a 1,5 millones de toneladas de P_2O_5 , lo que supone un 42% de aumento con respecto a 1976 [18].

Hasta ahora, la mayor parte del ácido objeto de embarques transoceánicos viene teniendo una concentración del 54% de P_2O_5 , aunque también se ha enviado algún ácido "superfosfórico" (69-72% de P_2O_5) y se han trazado planes para enviar hasta un millón de tpa de ácido superfosfórico desde los Estados Unidos (Jacksonville, en el Estado de Florida) hasta la URSS, por sus puertos de Odesa, en el Mar Negro, y de Ventspils, en el Báltico. Las ventajas del embarque del ácido fosfórico son la polivalencia de éste, la rapidez de carga y descarga de los buques y la elevada concentración. El ácido fosfórico se puede utilizar para producir cualquier fosfato o fertilizante compuesto que se desee y que haya de satisfacer las necesidades locales; mientras que el SFT o los fosfatos amónicos no son tan polivalentes.

En comparación con la importación de materias primas, 1,0 toneladas de P_2O_5 como ácido fosfórico requiere el envío de 1,85 toneladas de material con 54% de P_2O_5 , ó 1,43 toneladas de ácido con 70% de P_2O_5 , frente a unas 4,3 toneladas de materias primas (3,3 toneladas de fosforita más una tonelada, aproximadamente, de azufre).

La rapidez de la carga y descarga reduce los costos al economizar mano de obra y tiempo de estadía en el puerto, y descongestionar los puertos. Además, las operaciones de manutención del ácido fosfórico (o de cualquier líquido) no tropiezan con los inconvenientes del polvo, lo que evita la contaminación atmosférica por acción del polvo, y minimiza las mermas.

Hay también algunas desventajas, como la necesidad de disponer de buques especialmente equipados y de terminales especiales con bombas y tanques de almacenamiento tanto en el punto de embarque como en el de recepción. Además, la necesidad de una ulterior elaboración por el importador limita el mercado a los países que tengan la demanda suficiente

para que tales instalaciones estén económicamente justificadas.

El ácido fosfórico destinado a embarques comerciales ha de estar relativamente exento de sólidos formadores de lodos, cuyo contenido conviene mantener por debajo del 1%. Para lograrlo, suele ser preciso clarificar el ácido, como ya se ha señalado en el presente capítulo. La cantidad de lodos depende de la composición de la fosforita y del proceso utilizado para la producción del ácido fosfórico; a veces, se puede prescindir de la clarificación.

El ácido fosfórico no es, ni muchos menos, el único producto químico líquido que se embarca a granel, y abundan los buques equipados con tanques revestidos interiormente de acero inoxidable, caucho u otros materiales resistentes a los ácidos. Esos buques pueden transportar ácido fosfórico, de la misma manera que transportan otros productos químicos. Además, se han construido varios buques especialmente acondicionados para el transporte de ácido fosfórico, y hay varios más en construcción. Para distancias largas, son preferibles los buques de gran porte, y recientemente se han construido algunos con capacidad de 20.000-24.000 toneladas. Y se está utilizando por lo menos uno con capacidad para 38.000 toneladas [3].

Como es natural, la capacidad de almacenamiento en los terminales debe ser por lo menos igual a la del embarque máximo, aunque los buques pueden cargar y descargar en más de un terminal. Hace poco se terminó en Morehead City (Carolina del Norte, EE.UU.) un terminal con capacidad para el almacenamiento de 22.000 toneladas, con un costo de 2,6 millones de dólares [19]; un terminal de Florida, con capacidad para 30.000 toneladas, costó 3 millones de dólares. En una estimación del año 1973 se daba la cifra de 1,23 millones de dólares como costo de una instalación para almacenar 30.000 toneladas de ácido [20]. Los aumentos de los costos de construcción registrados desde 1973 ascienden a un 40% aproximadamente (según el índice de costos de plantas industriales de CE). En un estudio mundial aparecido en 1976 figuraban 46 terminales en funcionamiento o en construcción para el embarque y/o la recepción de ácido fosfórico [19]. En un estudio más reciente, publicado por la Asociación Internacional de Transporte Marítimo en agosto de 1978, se reseñan 82 terminales marítimos con una capacidad total de almacenamiento de millón y medio de toneladas, aproximadamente. En otro informe de dicha Asociación se reseñan 128 buques adecuados para el transporte de ácido fosfórico (y de otros líquidos corrosivos), con capacidades de carga que van de 500 a más de 30.000 toneladas. En la tabla que figura a continuación se indica el

número de buques comprendido en cada una de las categorías de capacidad:

Capacidad de transporte de peso muerto	Número de buques
950- 2 000	13
2 001- 5 000	38
5 001-10 000	35
10 001-20 000	9
20 001-30 000	25
Más de 30 000	8
	128

Los tanques de almacenamiento suelen construirse con acero revestido de caucho interiormente, aunque también se utiliza revestimiento interior de acero inoxidable. En algunos casos, el almacenamiento se efectúa en estanques. Estos estanques llevan un revestimiento interior de chapa gruesa de caucho o de plástico con una base de gravilla y drenaje que conduce a un sumidero de forma que cualquier escape pueda ser detectado y enviado a otros tanques. Hay cerca de Tampa una de estas instalaciones, consistente en cuatro estanques con capacidad total de 11.000 toneladas [19]. Los estanques tienen unas cubiertas de plástico inflables para protegerlos de la lluvia o de otras causas de contaminación. La mayoría de los tanques de almacenamiento llevan dispositivos para agitar el ácido ocasionalmente a fin de impedir la sedimentación de los sólidos.

El costo de funcionamiento de un terminal depende sobre todo del volumen total almacenado, habida cuenta de la rotación de existencias. Suponiendo que un terminal para 30.000 toneladas cueste tres millones de dólares, los costos anuales de explotación se calculan en la forma siguiente:

	Dólares
Amortización, 15 años	200 000
Mantenimiento, 5%	150 000
Mano de obra y gastos generales	30 000
Total	380 000

Para un movimiento total de 100.000 toneladas de P₂O₅ (185.000 toneladas de ácido con 54% de P₂O₅), el costo de explotación sería de 3,80 dólares por tonelada de P₂O₅. A esto hay que añadir los intereses y/o el rendimiento del capital fijo y del capital de explotación. Suponiendo que la capacidad de almacenamiento se aproveche hasta la mitad, por término medio, y que el valor del ácido sea de 200 dólares por tonelada, el capital de explotación asciende a: 15.000 toneladas \times 0,54 \times \$200 = \$1,62 millones; y el capital total será de 4,62 millones de dólares. Si se espera como interés y rendimiento de la inversión un 14%, el costo por tonelada de P₂O₅ sería de unos 6,45 dólares, lo que arroja un costo total de 10,25 dólares. Para el ácido superfosfórico, el costo por

tonelada de P₂O₅ sería de $54/70 \times \$10,25 = \$7,91$ /tonelada de P₂O₅. Un costo similar se aplicaría al terminal de recepción.

Es difícil comparar el costo de terminal del ácido fosfórico con el de los productos sólidos tales como el superfosfato triple o el fosfato monoamónico. Se ha estimado que el costo de las instalaciones de almacenamiento para el mismo número de toneladas de sólidos (30.000 toneladas) es aproximadamente el 40% del que corresponde al ácido fosfórico [20]. Ahora bien: para regenerar sólidos a granel tomados del almacenamiento y llevarlos a un buque se requeriría una inversión considerable en equipo mecánico. Además, también se requeriría una cantidad considerable de mano de obra para hacer funcionar ese equipo: mientras que, en el caso del ácido fosfórico, los gastos de carga y descarga son mínimos. En el caso de un terminal de recepción radicado en un país en desarrollo y que quizá no esté muy bien equipado mecánicamente, el total de los costos de descarga y de almacenamiento en el puerto pudiera ser superior para los sólidos. A fin de cuentas, parece probable que los costos globales de almacenamiento y manutención en el terminal sean aproximadamente iguales para los ácidos que para los sólidos a granel.

Las tarifas de los fletes para el envío transoceánico de ácido fosfórico no se publican; los cargamentos más importantes se efectúan en virtud de contratos a largo plazo en buques diseñados al efecto. Los sólidos a granel se embarcan a menudo en embarcaciones contratadas ocasionalmente; los fletes fluctúan mucho en relación con la situación de la oferta y la demanda de espacio para transporte marítimo. Parece lógico suponer que los fletes serían mayores para el ácido fosfórico, dada la construcción especial que se requiere. En un estudio de 1973 se supuso que el costo sería superior en un 40% para un trayecto corto (norte de África a norte de Europa) y un 25% más alto para un recorrido largo (de los Estados Unidos a la India). Sin embargo, por aquella época eran muy pocos los buques equipados para el transporte de ácidos. Ahora que el número de buques así equipados es mucho mayor, quizá sea menor esa diferencia.

7. Utilización del yeso subproducto

En la producción de ácido fosfórico por el proceso húmedo, se producen 4,5-5,0 toneladas (base seca) de yeso subproducto por tonelada de P₂O₅ recuperado como ácido fosfórico. El fosfoyeso retiene por lo menos el 20%, en peso, del agua libre. Del aprovechamiento o eliminación de este material como desecho se trata en el capítulo XXIII. En el presente capítulo se examinarán

brevemente las maneras de utilizarlo como sub-producto. Las principales son las siguientes:

1. Producir sulfato amónico mediante reacción del yeso con amoníaco y dióxido de carbono (se examina en el capítulo VIII).
2. Producir cemento y ácido sulfúrico calcinando el yeso con coque y arcilla o esquistos (cuestión que se examina en el capítulo XII).
3. Producir material para enlucido o para cartón-yeso como materiales de construcción, o bien bloques prensados o moldeados con fines de construcción.
4. Utilizarlo en el cemento para retardar el fraguado.
5. Utilizarlo como carga inerte en la producción de fertilizantes.
6. Utilizarlo para la aplicación directa en los suelos agrícolas cuando éstos lo requieran.

Uso como material de construcción

El emplaste consiste principalmente en yeso que se ha deshidratado hasta reducirlo al estado de hemihidrato ($\text{CaSO}_4 \cdot \frac{1}{2}\text{H}_2\text{O}$) en condiciones controladas rigurosamente para que se rehidrate rápidamente al mezclarlo con agua. El yeso deshidratado suele molerse muy fino y mezclarse a veces con una carga inerte antes de su uso. Para darle esta aplicación al fosfoyeso, hay que purificarlo primero; la medida en que se ha de purificar dependerá de la cantidad y el carácter de las impurezas, y de cómo vaya a utilizarse el emplaste.

Cuando el emplaste se utiliza como revestimiento en paredes interiores, se desea a veces que tenga un color blanco vivo. Las impurezas orgánicas dimanadas de algunas fosforitas pueden causar un color oscuro indeseable. Algún fosfoyeso puede purificarse suficientemente formando lechada con agua y pasando la lechada por un hidrociclón para recuperar la fracción más basta; la fracción más fina, que lleva un elevado contenido en impurezas, se descarta.

Cuando el yeso es suficientemente puro, puede que baste con un simple lavado para eliminar el ácido residual. Los últimos vestigios de ácido pueden neutralizarse con cal y agua de lavado separadas por filtración.

Para la producción de material de fibra prensada para revestimiento de paredes, se requiere un fraguado muy rápido, y por eso un fosfoyeso con un contenido alto en P_2O_5 no es adecuado. En cambio, el yeso producido por el proceso al hemihidrato-dihidrato suele tener un contenido en P_2O_5 insoluble lo suficientemente bajo para que el material sea aprovechable con este fin.

El fosfoyeso puede contener radionucleidos procedentes de la fosforita; en algunos casos estas impurezas radiactivas pueden originar un nivel de radiación lo bastante alto para causar alguna preocupación en las viviendas en que se utilicen como materiales de construcción productos derivados del fosfoyeso.

Con independencia de las impurezas, la principal desventaja del fosfoyeso para su aplicación como emplaste es el elevado contenido en humedad, que se traduce en altos costos de combustible para el secado. Por esta razón, el fosfoyeso se ha usado relativamente poco para materiales de construcción en los países en que abunda el yeso natural. En el Japón, país que no cuenta con yeso natural, el fosfoyeso se viene utilizando desde hace tiempo para emplaste y como aditivo para el cemento. Más recientemente, el creciente costo de los métodos de eliminación aceptables desde el punto de vista de la pureza del medio ambiente ha hecho que algunos países europeos hayan emprendido su utilización.

La literatura sobre producción de productos para emplaste a partir del fosfoyeso es voluminosa; en el presente manual, habremos de limitarnos a una somerísima reseña de los muchos procesos que se están utilizando o en curso de perfeccionamiento. Se ha publicado un examen más detallado, en una serie de cuatro trabajos, en la revista *Phosphorus and Potassium*, con el título de "Getting Rid of Phosphogypsum": las partes III y IV describen procesos para la producción de emplaste [21]. En general, los procesos constan de las etapas siguientes: a) purificación del fosfoyeso, incluyendo, en algunos casos, la adición de productos químicos como la cal para neutralizar la acidez; b) tratamiento térmico para convertir el yeso en hemihidrato o anhídrita o alguna combinación de los dos, y c) preparación para el mercado, que puede incluir molienda o aglomeración y, en algunos casos, secado.

El hemihidrato existe en dos formas cristalinas. La forma alfa se produce cuando el fosfoyeso húmedo se calienta a presión en un autoclave hasta alcanzar 130-160 C. La forma beta se prepara por desecación y calcinación a unos 140 C en condiciones controladas. Cualquiera de las dos formas puede utilizarse para hacer productos para emplaste, pero la forma alfa produce un emplaste más denso y más duro. Probablemente, en la mayoría de los procesos de calcinación se produce una mezcla de hemihidrato beta y anhídrita, pero esas mezclas son aceptables para la mayor parte de las aplicaciones del emplaste, e incluso pueden ser preferidas para algunas aplicaciones.

El proceso de la C&F Chemie ha sido ya descrito por Neveu [22] y se utiliza en Francia, en una fábrica con capacidad de 130.000 tpa,

principalmente para la fabricación de tablas Plaster. El fosfoyeso se tamiza en húmedo para eliminar las partículas de gran tamaño, como el cuarzo; se lava, para eliminar las impurezas solubles y las impurezas orgánicas; se neutraliza con agua de cal; y se agota por filtración. Luego se seca y calcina el fosfoyeso en una serie de tres ciclones con aire caliente y se reduce a polvo fino mediante molienda.

El proceso de la Rhone-Poulenc se utiliza en dos fábricas de Francia con capacidad total de unas 300.000 tpa. Hay otras fábricas en construcción en Rumania y en el Brasil. Los procedimientos de purificación dependen de la índole del fosfoyeso; un tratamiento mínimo entraña separación de las partículas mayores, lavado para eliminar las impurezas solubles, neutralización con cal, y agotamiento por filtración o centrifugado. En el caso del fosfoyeso con más impurezas, puede utilizarse un lavado repetido con eliminación de fangos o flotación. El material purificado se seca y calcina en una o dos etapas. Una ventaja del proceso en dos etapas es que parte del fosfoyeso desecado puede eliminarse después de la primera etapa (la de secado) para utilizarlo como aditivo para el cemento. Se puede utilizar o bien un calcinador de fuego directo o un calcinador de lecho fluidizado calentado con aire caliente.

Los procesos Knauf son ofrecidos por la empresa de la Alemania occidental Gebrueder Knauf Westdeutsche Gipswerke. Se utilizan tres procesos diferentes en dos fábricas de Alemania y una en Bélgica, con una capacidad tal de casi un millón de toneladas de diversos productos, entre ellos bloques de yeso para paredes. Las diferencias entre los tres procesos estriban principalmente en el grado de purificación. Por ejemplo, en uno de los procesos se recibe hemihidrato procedente del proceso de la Central Prayon, que ya es muy puro. La necesidad de purificación se minimiza mediante aditivos que originan precipitación de los fosfatos en forma inerte. Esta reacción es lenta, y se lleva a cabo en un silo de reacción tras una deshidratación parcial del dihidrato. Una característica poco corriente es que los productos destinados a la fabricación de emplaste para construcción se granulan en un granulador de bandeja de forma tal que por lo menos el 20% de ellos tengan un tamaño de partícula no menor de 0,2 mm tras una deshidratación parcial, añadiendo una pequeña cantidad de agua para rehidratar parte del hemihidrato. Para el emplaste de construcción se prefiere este tamaño de partícula basta.

El proceso CERPHOS⁴ se utiliza en una fábrica del Senegal con capacidad de 30.000 tpa.

⁴Centre d'Etudes et de Recherches des Phosphates Minéraux.

Farece ser muy similar al proceso de la C&F Chemie, con la salvedad de que se requiere una purificación más a fondo del fosfoyeso que entraña tamizado en húmedo, flotación, dos etapas de lavado, y adición de carbonato de calcio. El producto se seca con aire caliente en un secador instantáneo y se calcina en un horno de fuego indirecto.

El proceso ICI se utilizó en dos grandes fábricas de Inglaterra, pero ambas fueron cerradas por dificultades resultantes de cambios en la composición de la fosforita. En el proceso se utilizaban métodos estándar de lavado y de neutralización para purificar el fosfoyeso, seguidos por calcinación a hemihidrato beta. La compañía ha desarrollado un proceso de deshidratación en fase húmeda para producir hemihidrato alfa, pero aún no se está utilizando.

Otros procesos, de los que no se tiene noticia que estén en explotación comercial, han sido desarrollados por la FCI (India) y la Allied Chemical (Estados Unidos). Este último proceso, destinado completamente a la fabricación de tablero Plaster, incluye la característica insólita de que los componentes ácidos del fosfoyeso se neutralizan con amoníaco. Los procesos utilizados en el Japón para la obtención de productos destinados a emplaste responden lógicamente al hecho de que en el país predominan los procesos de fabricación de ácido fosfórico por el sistema del semihidrato-dihidrato, que producen un yeso de extraordinaria pureza; por consiguiente, la etapa de purificación se puede simplificar.

Lo que se desprende de este breve resumen es que los procesos para la obtención de emplaste por la vía seca (hemihidrato beta) pueden variar según el contenido de impurezas del fosfoyeso, factor que depende a su vez de la composición de la fosforita y del proceso utilizado para transformarla en ácido fosfórico. Probablemente, la tendencia general a utilizar fosforitas menos concentradas se traducirá en procesos de purificación del fosfoyeso más complicados. En el proceso de purificación se puede perder buena parte del fosfoyeso, y la recuperación puede ser de tan sólo el 70%.

Por todas las razones antedichas, las necesidades correspondientes a este proceso varían dentro de límites muy amplios, pero quizá se pueda considerar como representativo el caso del proceso Rhone-Poulenc [21] que indicamos a continuación:

	Necesidades por tonelada de emplaste
Fosfoyeso	1.500 kg
Agua	3 m ³
Cal	5-10 kg
Fuel oil	45 kg
Energía eléctrica	50 kWh

El único proceso comercial conocido para producir hemihidrato alfa a partir de fosfoyeso es el proceso Giuliani, desarrollado en Alemania occidental [23] y que se utiliza en dos fábricas de ese país, en una de Irlanda y en otra, en construcción, en Rusia. Como ya se ha indicado, el hemihidrato alfa se transforma por deshidratación del yeso en suspensión acuosa en un autoclave.

La etapa de purificación del proceso Giuliani depende, al igual que ocurre con otros procesos, del grado de impureza del fosfoyeso de entrada y del tipo de producto de emplaste que se haya de obtener. Puede consistir en lavado, en flotación, o en ambas cosas. Después de la purificación, el yeso se bombea a un autoclave como lechada, operando a 120°C y con pH de 1-3. La temperatura se mantiene mediante inyección de vapor. En el autoclave se operan procesos de deshidratación y recristalización, con liberación de impurezas co-cristalizadas (principalmente, fosfatos) que se disuelven en la fase líquida. La forma y el tamaño de los cristales de hemihidrato alfa que se forman en el autoclave son importantes, y se regulan mediante aditivos. La lechada se retira del autoclave continuamente y se envía a un filtro en el que los cristales se lavan y se agotan hasta un 10-20% de humedad. El filtrado contiene una cantidad apreciable de P₂O₅, y puede devolverse a la planta de ácido fosfórico. El tratamiento de los cristales húmedos procedente del filtro depende de cuál sea el producto final deseado. Para obtener bloques de construcción moldeados se añade una cantidad controlada de agua a la torta del filtro y se vierte la lechada en moldes donde se solidifica a medida que el hemihidrato se rehidrata convirtiéndose en dihidrato. Para la producción de polvo seco para emplaste, los cristales han de secarse y molerse, tras de lo cual el polvo puede almacenarse para usarlo como tablero Plaster o para la obtención de diversos otros productos de yeso.

Las principales necesidades para el proceso, por tonelada de hemihidrato alfa, son las siguientes:

Vapor a baja presión	0,4-0,6 toneladas
Agua caliente (90 °C)	0,5 m ³
Agua	2,0 m ³
Energía eléctrica	25 kWh

Si se necesita producto seco, se requieren además 10 kWh de energía eléctrica y 200.000 kcal de combustible por tonelada de producto.

El nuevo proceso ICI, que aún no se ha utilizado en escala comercial, es en general similar al proceso Giuliani. La diferencia estriba en que usa dos autoclaves en serie, que funcionan a 150 °C, y que los cristales obtenidos se separan de la fase líquida por centrifugado. Al igual que en el

proceso Giuliani, utiliza modificadores de los cristales para regular la forma y el tamaño de éstos.

Empleo como aditivo para cementos

Por lo general, el cemento Portland contiene aproximadamente un 5% de yeso que se añade para regular (retardar) el tiempo de fraguado. A estos efectos, el P₂O₅ co-cristalizado con el yeso es indeseable, y también son indeseables los compuestos de flúor. Sin embargo, se asegura que el subproducto de un proceso basado en el hemihidrato-dihidrato es adecuado [24]. También se ha descrito un proceso para tratar el fosfoyeso resultante de los procesos al dihidrato a fin de hacerlo adecuado para su empleo como aditivo del cemento (y para otros fines) [25]. Consiste el proceso en calcinar el fosfoyeso hasta transformarlo en hemihidrato y luego rehidratarlo añadiendo agua de cal (CaOH)₂. La recristalización que se opera durante la deshidratación libera el P₂O₅ co-cristalizado, y la cal convierte el P₂O₅ en formas inertes. La cal también convierte los compuestos del flúor en formas inactivas. Las necesidades correspondientes a este proceso, por tonelada de yeso tratada, son las siguientes:

Cal viva (CaO)	55 kg
Fuel oil	45 litros
Energía eléctrica	15 kWh

En una variante del proceso, la cal puede añadirse al yeso antes de la calcinación, lo cual impide que se forme flúor durante la calcinación. Para poder manipularlo con más comodidad, el producto puede granularse durante la rehidratación. En general, cualquiera de los procesos arriba descritos para la obtención de productos destinados a emplastes puede emplearse, añadiendo una etapa de rehidratación, para obtener y so utilizable como aditivo del cemento.

Empleo en los fertilizantes compuestos

En pequeñas cantidades, el fosfoyeso se utiliza como carga inerte o como aditivo en los fertilizantes compuestos. A veces se añade yeso calcinado para secundar la granulación o para elevar la resistencia mecánica de los gránulos. En otros casos, la finalidad perseguida puede ser la de aportar azufre por razones agronómicas. En algunos países se dispone de yeso granular para su utilización en mezclas a granel.

Aplicación directa a suelos agrícolas

En algunos suelos, se usan cantidades importantes de yeso para combatir los efectos de la salinidad o alcalinidad o para regenerar suelos que hayan sido inundados por agua de mar. Los

suelos calizos tienden a retener el sodio del agua del mar; el empleo de yeso hace que el sodio sea reemplazado por calcio. El yeso es también una buena fuente de azufre para la utilización en los suelos que carecen de este elemento.

Para algunos cultivos, como el del cacahuete, resulta provechoso el calcio soluble contenido en el yeso. El fosfoyeso en húmedo es difícil de manipular y de aplicar; el costo de secado es una desventaja económica que hace que a menudo se prefiera el yeso natural. En los climas secos, el fosfoyeso se puede secar al aire y al sol. Basta dejarlo con una humedad de un 6% aproximadamente para que fluya bien.

A pesar de las numerosas aplicaciones que hemos mencionado, el porcentaje del fosfoyeso que se utiliza es, a escala mundial, muy pequeño; parece ser que en la mayoría de los casos es económicamente preferible eliminar el subproducto en lagunas o en algunas otras zonas terrestres en que sea posible deshacerse de él, o bien en el mar, por su disolución en el agua marina.

8. Utilización del flúor

En el proceso al dihidrato, sólo un pequeño porcentaje del flúor de la fosforita se volatiliza durante la digestión y filtración; entre el 15 y el 75% del flúor (según la composición de la fosforita, principalmente) queda retenido en el yeso, y la mayor parte del resto se encuentra en el ácido del filtro [26]. Dos tercios del flúor contenido en el ácido del filtro se volatilizan cuando el ácido se concentra hasta llevarlo a un 50-54% de P_2O_5 . En un caso corriente, unos 50 kilos de F se volatilizan por tonelada de P_2O_5 , por lo general en forma de SiF_4 o HF o alguna mezcla de estos dos. La recuperación de este flúor para impedir la contaminación atmosférica se discute en el capítulo XXIII.

Son numerosos los procesos que se han propuesto y que se han desarrollado experimentalmente para recuperar compuestos de flúor vendibles; algunos de estos procesos se utilizan en escala industrial. Describir todos estos procesos rebasaría los límites del presente manual.

Por lo general, el flúor se recupera en forma de solución acuosa de ácido fluosilícico, H_2SiF_6 . La concentración puede ser de hasta 20-25%. El ácido fluosilícico se utiliza directamente para "fluorar" el agua, como hacen los municipios en algunos países, a fin de impedir la caries dental. El ácido se envía a diversas administraciones municipales en vagones de ferrocarril con revestimiento interior de caucho. Las sales del ácido fluosilícico, tales como los fluosilicatos de sodio, de potasio y de amoníaco tienen diversas aplicaciones y pueden obtenerse con facilidad a partir

del ácido. El fluosilicato de sodio se utiliza para fluorar el agua que suministran algunos municipios, pero en general se prefiere utilizar para este fin el ácido fluosilícico.

Se han desarrollado procesos para la obtención de fluoruro aluminico (AlF_3) y criolita (Na_3AlF_6) a partir del ácido fluosilícico. La industria del aluminio utiliza estos materiales en cantidades considerables. Ahora bien, para este uso han de ser totalmente puros; en particular, el contenido en sílice y en fósforo debe ser muy bajo. Esta excedencia complica la producción a partir de subproductos de la industria de los fosfatos. El fluoruro de calcio puede producirse y utilizarse en lugar del espato flúor natural para la producción de fluoruro de hidrógeno (HF), que sirve como material básico para producir numerosos compuestos orgánicos e inorgánicos de flúor o con fines metalúrgicos [27].

En general, la economía de la producción de compuestos de flúor de calidad química a partir de ácido fluosilícico subproducto es entre marginal y desfavorable para las fábricas de ácido fosfórico pequeñas. En cambio, en las fábricas grandes la recuperación puede resultar lucrativa. Cuando se da el caso de que hay varias fábricas de ácido fosfórico funcionando a distancias para las que el transporte resulte económico, cabe enviar el ácido fluosilícico en bruto a un punto central y producir en él los compuestos de flúor refinados. Para más detalles sobre la utilización del flúor, véase la referencia [26].

9. Purificación del ácido fosfórico

En la mayoría de los procesos de producción para fertilizantes, el ácido fosfórico de proceso húmedo puede emplearse sin purificación. No obstante, hay dos usos muy corrientes del ácido fosfórico destinado a fertilizantes en que se puede requerir una purificación parcial:

1. El ácido "de calidad comercial" que se envía por ferrocarril, barcaza o buques para navegación de altura y que a menudo se almacena en los terminales de envío y de recepción debe purificarse lo suficiente para minimizar la formación de precipitados insolubles (lodos) durante las operaciones de transporte y almacenamiento.
2. El ácido fosfórico que haya de utilizarse para la producción de fertilizantes líquidos, tales como la solución de polifosfato amónico, requiere a veces purificación parcial para impedir la formación de precipitados durante la amonificación o durante el almacenamiento de la solución amonificada.

Si bien el polifosfato amónico retiene la mayor parte de las impurezas corrientes, una cantidad excesiva de algunas impurezas (especialmente el magnesio y la materia orgánica) causa la formación de precipitados. Por lo general, los ácidos superfosfóricos no forman lodos, pero se han dado casos en que el magnesio o el titanio han causado la formación de precipitados que forman lodos.

Una fracción importante de los lodos en la mayor parte de los ácidos de calidad comercial es el compuesto $(\text{Fe,Al})_2\text{KH}_{12}(\text{PO}_4)_4 \cdot 4\text{H}_2\text{O}$. Como este compuesto se precipita lentamente a lo largo de un período de varias semanas, se requieren períodos de almacenamiento largos para estar seguros de que la reacción de precipitación ha quedado virtualmente completa. Los métodos de clarificación del ácido de calidad comercial se han discutido en un apartado anterior del presente capítulo. Un método recién desarrollado de "estabilizar" el ácido es el de concentrarlo hasta un 40% de P_2O_5 (que es un punto mínimo de solubilidad de impurezas), tratar el ácido —por un procedimiento que no se ha publicado— y concentrarlo luego hasta un contenido del 60% en P_2O_5 . Se dice que este método es bueno para impedir que se continúen formando lodos.

Se han desarrollado, y se encuentran en fase de explotación comercial, diversos métodos de extracción con disolvente. Estos procesos se han examinado en publicaciones recientes [28, 29]. Por lo general, en estos procesos el ácido fosfórico se separa en dos fracciones, una limpia y una sucia; esta última contiene la mayor parte de las impurezas. La fracción limpia puede usarse para la producción de fertilizantes líquidos; y la menos pura para SFT o fosfato monoarónico. Una excepción es un proceso desarrollado por la Garrett Research en el que se extraen selectivamente el magnesio y el calcio con ácido sulfónico disuelto en petróleo lampante [28]. El objetivo perseguido es elevar la concentración del ácido producido a partir de fosforita de baja concentración; del 94 al 97% del P_2O_5 se recupera como ácido parcialmente purificado.

También se han desarrollado métodos para eliminar la materia orgánica por floculación o copolimerización durante la digestión [29]. La materia carbonácea aglomerada se elimina junto con la torta del filtro de yeso. Hay otros muchos métodos en estudio; se pueden encontrar más detalles en las referencias siguientes: [28, 29, 30]. Es posible que los adelantos en cuanto a nuevos métodos de purificación del ácido permitan utilizar fosforitas de baja concentración que en la actualidad no pueden utilizarse por su alto contenido en impurezas.

C. Producción de ácido fosfórico utilizando ácidos distintos del sulfúrico

La fosforita puede disolverse con diversos ácidos orgánicos e inorgánicos para producir ácido fosfórico. El uso del ácido nítrico con este fin se describe en el capítulo XV ("Nitrofosfatos"). Los procesos en uso comercial centrados en los nitrofosfatos producen ácido fosfórico que contiene nitratos y, por consiguiente, se utilizan para producir fertilizantes compuestos NP o NPK. Técnicamente, es posible producir ácido fosfórico considerablemente exento de calcio o de nitratos por métodos de separación que entrañan la extracción con disolvente. Uno de estos procesos, en el que se usa amilalcohol terciario como disolvente, ha sido desarrollado en Finlandia y descrito por Lounamaa [31]. Sin embargo, no se tiene noticia de ninguna aplicación comercial.

Se han desarrollado o patentado varios procesos en que se utiliza el ácido clorhídrico, pero sólo se ha utilizado comercialmente el desarrollado por la Israel Mining Industry (IMI). El proceso IMI se ha descrito en una publicación de la ONUDI [32]. A continuación se condensa la descripción dada en esa publicación. Las principales fases del proceso son:

1. Disolución de la fosforita con ácido clorhídrico, lo cual se traduce en una solución acuosa de cloruro cálcico y ácido fosfórico;
2. Contacto líquido-líquido en cierto número de etapas de extracción con disolvente para obtener una solución de ácido fosfórico considerablemente pura; y
3. Concentración del ácido para obtener un 95% de H_3PO_4 (69% de P_2O_5).

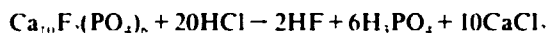
Las materias primas y reactivos utilizados son los siguientes:

1. Fosforita (cualquier calidad comercial). La recuperación de P_2O_5 es de más del 98%.
2. Se puede utilizar ácido clorhídrico para la acidulación, como solución con un 20% de HCl o más, o bien gaseosa, combinando la absorción con la reacción. Por razones de economía, se prefiere el ácido concentrado, ya que la mayor parte del agua que acompaña al ácido ha de evaporarse en una etapa ulterior del proceso. El consumo de HCl depende de la composición de la fosforita. El consumo de ácido para fosforita de Florida con 34% de P_2O_5 es de unas 2 toneladas de HCl (calculado como 100%) por tonelada de P_2O_5 .
3. Disolvente. Para la extracción pueden utilizarse diversos disolventes. Se da la preferencia al alcohol isoamilo o al n-butanol de calidad técnica o a un mezcla de ambos. La

- proporción de disolvente es de 4 kg por tonelada de P_2O_5 .
4. Agua de fabricación.
 5. Reactivos auxiliares. Según el tipo de fosforita y el método de separación del residuo insoluble del licor de disolución, pueden ser necesarias pequeñas cantidades de productos coadyuvantes a la filtración o agentes de floculación.

1. Disolución y separación mecánica del residuo insoluble

La disolución de la fosforita consiste esencialmente en la descomposición del fluorapatito por el HCl conforme a la ecuación siguiente:



Otros componentes solubles en ácido de la fosforita, tales como el $CaCO_3$, se descomponen simultáneamente.

La fosforita se disuelve con ácido clorhídrico. El residuo insoluble supone un pequeño porcentaje de la fosforita de alimentación y está formado principalmente por sílice, silicatos, materia orgánica insoluble, etc. La materia insoluble puede separarse del licor de disolución por filtración, seguida de un lavado de la torta o por sedimentación en un espesador, seguida por un

lavado del sedimento por decantación a contracorriente. La elección del método adecuado para la separación de sólidos depende del carácter del residuo insoluble y de consideraciones de orden económico. El licor de disolución se alimenta a la sección subsiguiente.

La figura 10 es un diagrama típico del proceso.

2. Contacto líquido-líquido

Esta etapa consiste en una serie de operaciones: extracción, purificación, lavado, y arrastre químico.

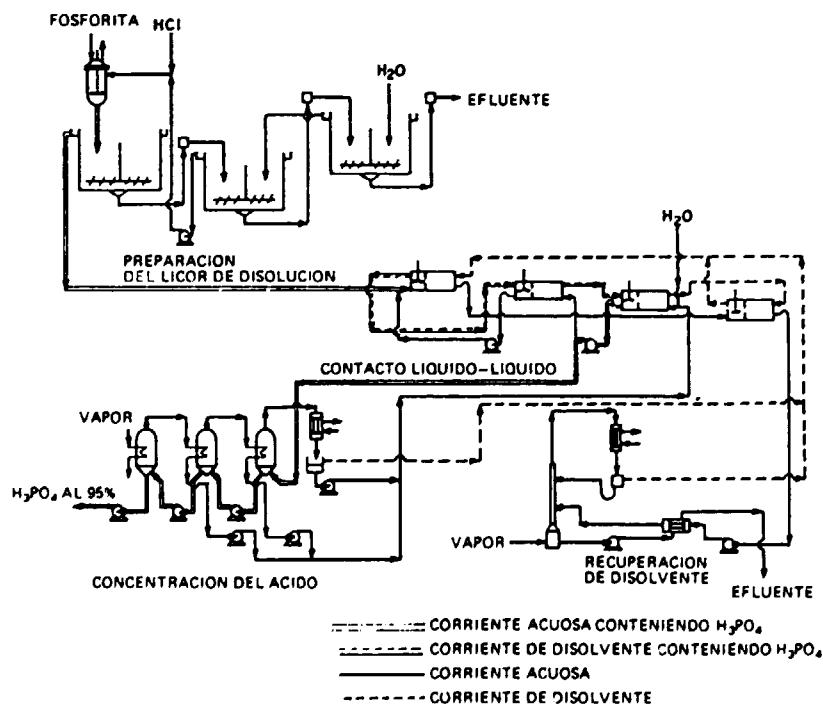
Extracción

Se efectúa por contacto a contracorriente del licor de disolución con el disolvente elegido. El ácido fosfórico pasa selectivamente desde el licor de disolución acuosa a la fase de disolvente orgánico, dando el extracto y una salmuera o refinado de cloruro de calcio que contiene virtualmente todas las impurezas, como flúor, hierro, etc.

Purificación

El disolvente extraído, que contiene pequeñas cantidades de Ca^{++} y otras impurezas, se purifica más por contacto a contracorriente con una fase acuosa.

Figura 10. Diagrama típico del proceso IMI para la obtención de ácido fosfórico (via del HCl)



Lavado

El ácido del extracto purificado pasa al agua. El disolvente que sale de esta fase está virtualmente libre de ácido.

Arrastre químico

La corriente de disolvente exento de ácido extrae los ácidos residuales presentes en el refinado y se recicla al tramo de extracción. La salmuera de cloruro de calcio gastada se somete a arrastre químico por vapor para recobrar el disolvente disuelto que pueda contener.

3. Concentración del ácido

Los ácidos acuosos que salen del lavado consisten en una solución acuosa de H_3PO_4 , HCl y algo de disolvente disuelto. Esta solución se concentra al 95% de H_3PO_4 , que es el producto definitivo. La separación del H_3PO_4 de otros componentes de la solución es, en realidad, una destilación que permite recobrar por completo el poco disolvente que se había disuelto en la fase acuosa del lavado y el HCl, mantenidos ambos en ciclo cerrado durante el proceso.

El requisito principal de esta operación es que el gasto de calor sea moderado, para lograr lo cual se emplea un evaporador multiefecto. La cantidad de vapor utilizada es inferior a 0,5 toneladas por cada tonelada de agua que se evapora. La total ausencia de sólidos disueltos en la solución que se concentra permite mantener altos coeficientes de termostransferencia. Todas las corrientes volátiles del sistema se reciclan a las etapas anteriores del proceso.

4. Recuperación de disolvente de la salmuera de cloruro de calcio gastada

La salmuera residual que sale de la fase de arrastre químico contiene algo de disolvente, que conviene recobrar por razones de economía. Los disolventes que se emplean forman una mezcla azeotrópica con el agua en la rectificación, por lo que el sistema más sencillo que se usa es el arrastre químico por vapor. El costo de esta operación se reduce mediante recuperación del calor de la salmuera que abandona el sistema. El disolvente recobrado pasa nuevamente a la fase de contacto líquido-líquido, y la salmuera se desecha.

5. Materiales de construcción

El proceso requiere que se utilicen materiales de construcción que sean inatacables por los ácidos, y también por los disolventes en aquellas

fases del proceso en que hay disolvente (por ejemplo, en la fase de contacto líquido-líquido y en parte de las fases de concentración de ácido y recuperación de disolvente de la salmuera).

Para la disolución, así como para separar mecánicamente el residuo insoluble, el material menos caro es el acero revestido de caucho. En la fase de contacto líquido-líquido resulta muy satisfactorio el plástico rígido de cloruro de polivinilo. En las partes del sistema que funcionan a altas temperaturas se puede usar grafito impermeable en los intercambiadores de calor; otros materiales de construcción son las resinas termoindurantes y el acero revestido de caucho.

6. Calidad del ácido fosfórico obtenido por el método del HCl

El ácido fosfórico obtenido por el método del HCl es mucho más puro que el ácido de vía húmeda, y su análisis se parece al del ácido térmico (cuadro 5). Mediante ligeros ajustes del proceso, se puede obtener ácido de calidad apropiada para la alimentación. La composición del ácido obtenido por vía húmeda depende de la mena que se haya utilizado como materia prima, mientras que la del obtenido por el procedimiento del HCl es prácticamente independiente de la mena empleada.

CUADRO 5. COMPARACION DE LOS ANALISIS DEL ACIDO FOSFORICO OBTENIDO POR EL METODO DEL HCl Y DEL OBTENIDO POR VIA HUMEDA

Componente	Acido fosforico por el método del HCl (%)	Acido obtenido por vía húmeda (%)
H_3PO_4	95	69.77
P_2O_5	69	50.56
Metales pesados ^a	0,002-0,01	0,5-1,5
CaO	0,008-0,04	0,014-0,35
Fe_2O_3	0,003-0,05	0,86-2,30
Al_2O_3	indicios	0,3-2,45
Mg	indicios	0,0-0,8
H_2SO_4	indicios	1,0-5,6
SiO_2	indicios	0,04-0,10
F	indicios	0,25-1,10

^aCalculado como Pb

7. Inversión de capital

La inversión en una fábrica puede variar según su emplazamiento. En este estudio, para hacer el cálculo de costos de la instalación de producción directa se ha partido de la hipótesis de una fábrica situada en Europa occidental, que trabaja a base de una fosforita que contenga del 33 al 34% de P_2O_5 y que utiliza un 30% de solución acuosa de HCl.

Una de las curvas de la figura 11 representa una estimación de la inversión total de capital fijo en la instalación de producción directa respecto a la capacidad de las fábricas de obtención de ácido fosfórico por el método del ácido clorhídrico.

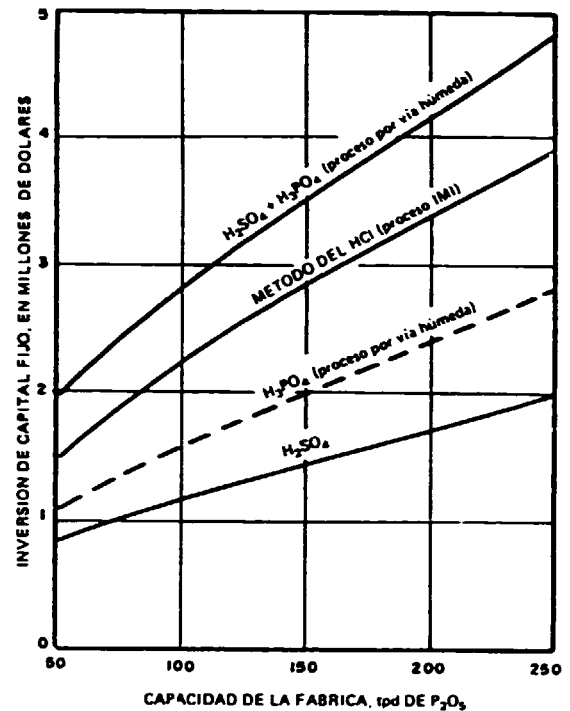
Los costos de capital actuales (1978) serían el doble, por lo menos, de los que aparecen en la figura 11. De todos modos, cabe señalar, con fines comparativos, que el costo de capital del proceso del HCl es superior en un 35% al del proceso ordinario de vía húmeda (H_2SO_4) si se excluye la producción del ácido (HCl o H_2SO_4).

Con HCl obtenido como subproducto de otro proceso, el costo de capital sería inferior al correspondiente a una planta de vía húmeda que incluyese las instalaciones de producción del H_2SO_4 . Ahora bien: en caso de utilizar HCl subproducto, la escala de la operación quedaría limitada por la cantidad de HCl subproducto disponible.

8. Necesidades del proceso

Los costos de explotación pueden estimarse basándose en los datos sobre necesidades del proceso que se dan, para una planta con capacidad de 100 tpd. en el cuadro 6.

Figura 11. Inversión de capital fijo en instalación de producción directa de fábricas que obtienen ácido fosfórico por el método del ácido clorhídrico y por vía húmeda (1969)



CUADRO 6. COSTOS DE PRODUCCION POR TONELADA DE P₂O₅ EN UNA FABRICA CON UNA CAPACIDAD DE 100 TONELADAS DIARIAS (base: 1969)^a

Partida	Cantidad	Costo (\$)
Materias primas		
Fosforita con 34% de P ₂ O ₅	3 t	No se considera el precio
HCl calculado como 100%	2 t	No se considera el precio
Costos variables		
Disolvente (alcohol isoamílico) de relleno	4 kg	1,60
Vapor	4,3 t	7,17
Energía eléctrica	100 kWh	0,87
Agua de refrigeración (25 °C)	165 m ³	1,10
Agua de elaboración	3 m ³	0,45
Total de costos variables		11,19
Costos fijos		
Mano de obra, turno de 4 operarios (incluyendo al supervisor de turno), a razón de 4 turnos diarios		2,56
Gastos generales: 100% de la mano de obra		2,56
Mantenimiento: 5% de la inversión de capital fijo		3,36
Amortización: 6,7% de la inversión de capital fijo		4,51
Seguros e impuestos: 1,3% de la inversión de capital fijo		0,87
Total de costos fijos		13,86
Total de costos de explotación		25,05

^aSin incluir el costo de las materias primas ni el interés del capital

Además de las necesidades indicadas en ese cuadro, hay que tener en cuenta el gasto de dar salida a la salmuera de cloruro cálcico que se origina como subproducto. Si la planta está en la costa, el vertido en el mar puede resultar aceptable y económico; para una fábrica situada tierra adentro, la eliminación puede ser difícil y costosa.

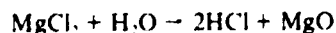
El ácido fosfórico obtenido por el método del HCl presenta ciertas desventajas en comparación con el obtenido por vía húmeda. Su producción sólo resulta económica en lugares en que se dispone de HCl o éste se puede producir a un precio módico. El transporte de HCl en forma de solución acuosa, por ejemplo, al 33% de HCl sólo es posible efectuarlo por conductos revestidos de caucho, resinas de cloruro de polivinilo o materiales similares.

Con todo, el ácido fosfórico procedente del tratamiento con HCl tiene algunas ventajas sobre el obtenido por vía húmeda. Al contrario que éste, no contiene componentes incrustantes, y su composición y calidad son prácticamente independientes del tipo de fosforita que se haya utilizado. El ácido superfosfórico (del 70 al 72% de P₂O₅) puede producirse fácilmente con ácido fosfórico obtenido por el método del HCl.

El ácido de vía húmeda sería adecuado para fabricar superfosfato triple que contuviese del 44 al 46% de P₂O₅ y para fabricar fosfato diamónico de calidad 18-46-0. El de calidad 21-53-0 puede fabricarse directamente, a base de ácido fosfórico obtenido por el método del HCl, debido a su concentración y pureza altas.

El HCl puede utilizarse donde exista como subproducto. Ello es importante para los países en desarrollo que producen NaOH y no tienen mercado propio para el cloro que se produce simultáneamente. El ácido clorhídrico subproducto se obtiene a veces de otras fuentes, y hasta puede crear problemas de venta. En tales casos, la producción de ácido fosfórico por acidulación de fosforita con ácido clorhídrico puede resultar ventajosa si la cantidad del subproducto es suficiente para justificar una escala de operaciones económica y si la eliminación o el aprovechamiento de la salmuera de cloruro cálcico es económicamente factible.

Una fuente potencial interesante de ácido clorhídrico consiste en la calcinación e hidrólisis del cloruro magnésico conforme a la ecuación:



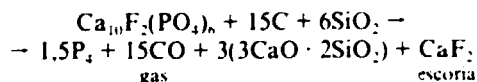
Esta posibilidad se está estudiando en Israel, empleando cloruro magnésico del Mar Muerto. El óxido de magnesio podría utilizarse para la producción de materiales refractarios.

Otra posible fuente de ácido clorhídrico es la producción de fosfato potásico a partir de ácido fosfórico y cloruro potásico (véase el capítulo XVI).

En la actualidad, las únicas fábricas que utilizan el proceso del HCl son relativamente pequeñas, y la mayor parte del producto se utiliza para la preparación de fosfatos industriales más que para la producción de fertilizantes.

D. Producción de ácido fosfórico por el proceso al horno eléctrico

El primer paso en la producción de ácido al horno es la obtención de fósforo elemental en un horno eléctrico (véase la figura 12). Se mezclan nódulos de fosfato o de cualquier otro material de fosfatos a granel, guijarros de sílice y coque y se alimentan al horno. La corriente eléctrica que penetra en el horno por los electrodos de carbono o de grafito funde el mineral de sílice, y el carbono del coque reduce el fosfato. Del horno se retira continuamente una mezcla de vapor de fósforo y de gas de monóxido de carbono. El fósforo se condensa hasta dejarlo en un líquido que se convierte en ácido fosfórico en una planta aparte; a menudo esa planta está situada lejos de la de fósforo. Del horno se retiran periódicamente escorias fundidas de silicato de calcio y un compuesto de hierro y fósforo conocido con el nombre de ferrofósforo. La ecuación siguiente representa la principal de las reacciones que se operan en el horno:

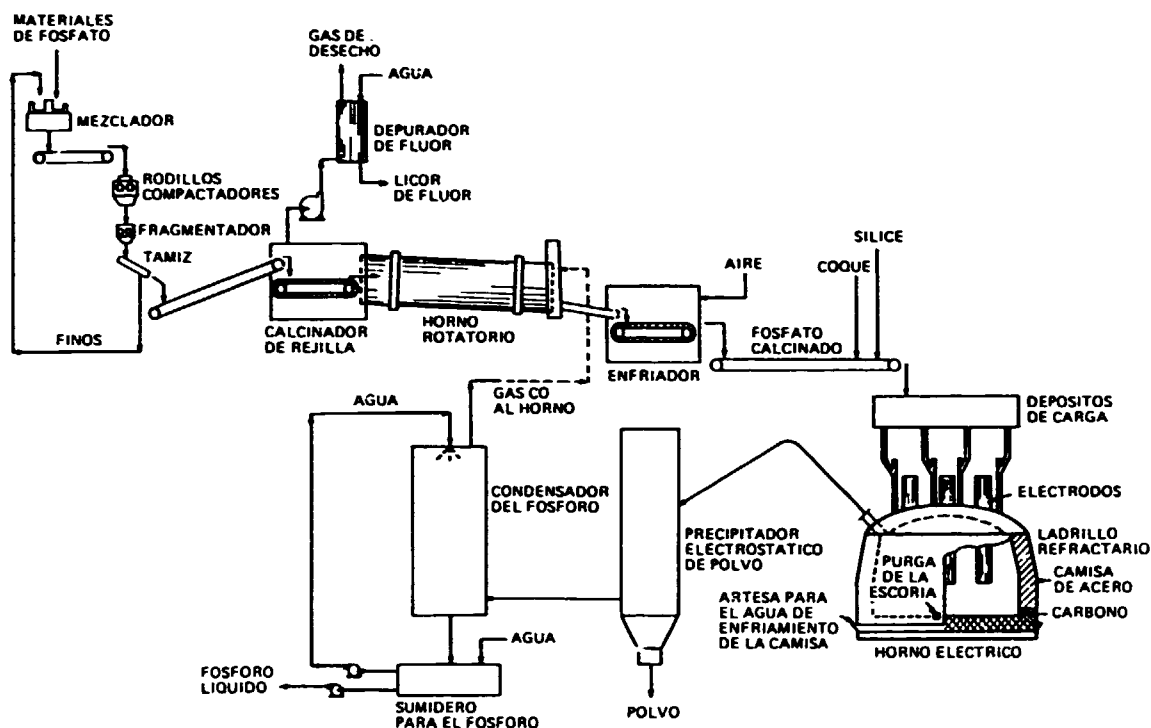


Una ventaja del proceso al horno es que permite utilizar fosforita de baja concentración con tal de que la principal impureza sea sílice. El óxido de hierro y la alúmina suponen un inconveniente mucho menor en el proceso al horno que en el proceso por vía húmeda. En diversas plantas se utiliza fosforita con un 24% de P₂O₅. En algunos lugares, esa fosforita cuesta muy poco. Se puede admitir fosforita con un contenido en Al₂O₃ de hasta 7%.

Si se dispone de guijarros de fosforita del tamaño adecuado (0,6-0,4 cm, aproximadamente) y que resistan a la decrepitación durante el calentamiento, se puede evitar el gasto que supone la aglomeración de la carga. Ahora bien: como rara vez se dispone de esos guijarros, lo que suele hacerse con la fosforita es aglomerarla y calcinarla o sinterizarla antes de cargarla en el horno. Como combustible para la calcinación suele utilizarse el gas de monóxido de carbono, que es un subproducto del horno. Aún así, esa etapa resulta costosa.

La recuperación de P₂O₅ como fósforo elemental suele oscilar entre el 86 y el 92% del que se carga al horno. La pérdida de P₂O₅ en la escoria

Figura 12. Fabricación de fósforo elemental



del 3%, aproximadamente. Del 2 al 8% del P_2O_5 de la carga se recupera como ferrofósforo, que contiene, aproximadamente, un 23% de fósforo, 70% de hierro y pequeñas cantidades de manganeso, silicio y otros elementos metálicos, según la composición de la carga. La cantidad de ferrofósforo que se forma depende del contenido de la carga en óxido de hierro. El ferrofósforo se vende a la industria siderúrgica, pero los ingresos que reporta su venta sólo en parte compensan de la pérdida de producción de fósforo.

El 5%, aproximadamente, del fósforo recuperado como fósforo elemental se obtiene en forma de lodo, aún después de pasar por una serie de etapas de sedimentación para separar el lodo del fósforo limpio. Este fósforo lodoso puede recuperarse quemándolo por separado para producir ácido fosfórico impuro, por destilación o por agotamiento seguido de regreso al horno.

Una ventaja del proceso en horno es que la producción de fósforo elemental permite ahorrarse gastos de transporte. Una tonelada de fósforo elemental equivale a 2.29 toneladas de P_2O_5 . Cuando el mercado usuario queda lejos de la mina de fosfato, el envío de fósforo elemental, en vez de fosforita o de fertilizante terminado, puede suponer un ahorro muy considerable. Por ejemplo: una tonelada de fósforo elemental equivale al fósforo contenido en 5 toneladas de SFT o DAP, o en 7 toneladas de fosforita de alta concen-

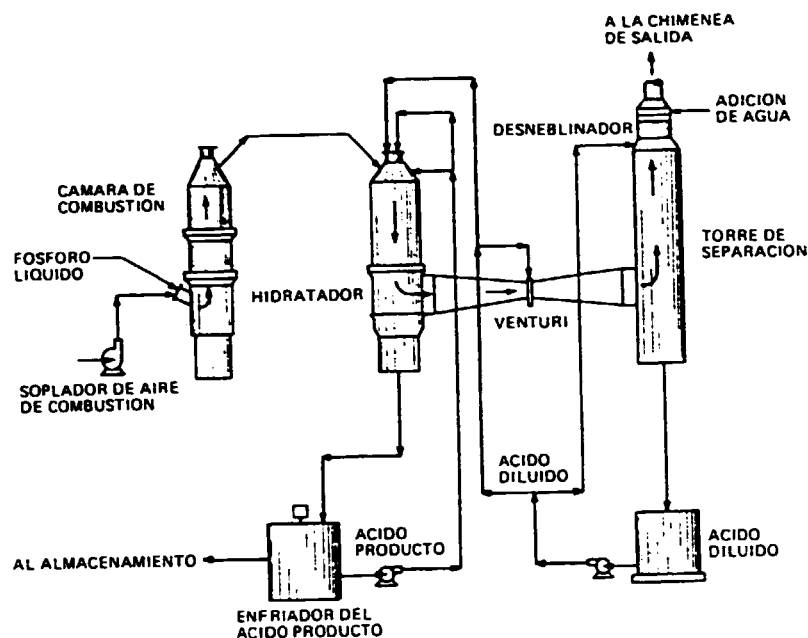
tración. Como el costo de transporte puede ser de hasta \$15/t, se puede lograr un ahorro de \$26-39 de P_2O_5 .

Otra ventaja del proceso en horno es que permite obtener productos muy concentrados. Sin ningún gasto adicional, se puede obtener ácido superfosfórico (76-80% de P_2O_5), del cual pueden obtenerse polifosfato amónico (15-60-0), o superfosfato concentrado (54% de P_2O_5) o fertilizante líquido concentrado (11-37-0). El fósforo diamónico obtenido a partir del ácido de horno tiene una composición de 21-53-0, frente a la de 18-46-0 que tiene el producto de proceso húmedo.

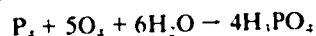
Las principales desventajas del proceso en horno son el costo de capital relativamente alto de las instalaciones y la escasez de los lugares en que se dispone de energía eléctrica a bajo costo. Por esta razón, el proceso en horno eléctrico se utiliza casi exclusivamente para la producción de fósforo y de ácido fosfórico destinados a productos químicos industriales, insecticidas, detergentes y aditivos para alimentos destinados a personas o a animales.

La producción de ácido fosfórico a partir de fósforo elemental es relativamente sencilla. Se quema fósforo elemental líquido en aire y se hidrata el P_2O_5 resultante para transformarlo en H_3PO_4 . En la figura 13 se representa el diagrama de un tipo de instalación muy extendido. Todo el equipo del proceso se construye de acero inoxi-

Figura 13. Fabricación de ácido fosfórico a partir de fósforo elemental



dable, por lo general del tipo 316. La reacción general es:



A continuación se indican las necesidades corrientes del proceso, por tonelada de P_2O_5 recuperado como ácido fosfórico —en el supuesto de un índice general de recuperación del 86%— para una instalación con capacidad anual de unas 100.000 toneladas:

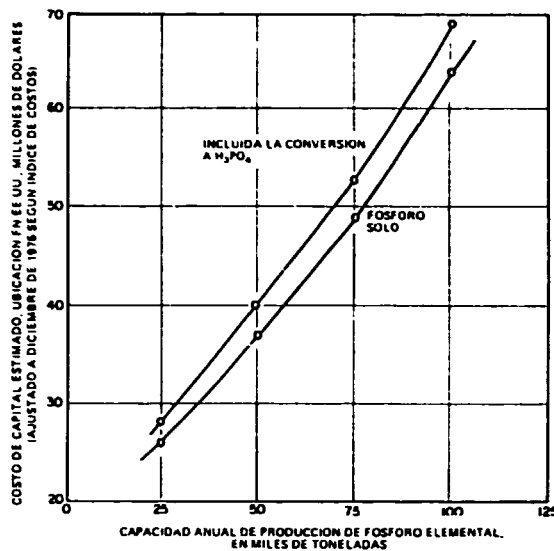
- | | |
|---|------------------------------------|
| 1. Fosforita con 31,2% de P_2O_5 , (o su equivalente en fosforita de distinta concentración) | 3,73 toneladas |
| 2. Roca o guijarros de sílice, con 95% de SiO_2 , seco (se requiere menos sílice si la fosforita es rica en sílice) | 1,1 toneladas |
| 3. Coque, tamizado y secado, con 86% de carbono fijado | 0,6 toneladas |
| 4. Electrodo de carbono o de grafito | 25 kg |
| 5. Energía eléctrica | 6.700 kWh |
| 6. Agua de enfriamiento (un solo ciclo) | 110 toneladas |
| 7. Vapor | 1 tonelada |
| 8. Mano de obra de producción | 4 horas-hombre |
| 9. Mantenimiento (mano de obra y materiales) | 10% del costo de la planta por año |

10. Combustible, entre despreciable y 1,2 millones de kcal, según la eficiencia del empleo del gas de monóxido de carbono subproducto

Los costos de capital estimados para una instalación de horno eléctrico en el campo de capacidades de 25.000-100.000 tpa de fósforo elemental (57.000-229.000 toneladas de P_2O_5) se representan en la figura 14. Los costos que en ella se indican se entienden para una planta situada en una zona industrializada de los Estados Unidos, con inclusión de las instalaciones auxiliares y de apoyo, y se han calculado para diciembre de 1976 ajustando los datos originales —correspondientes a 1969— mediante el Índice de Costos de Construcción de Fábricas de Productos Químicos.

Si se dispone de fosforita que pueda utilizarse satisfactoriamente sin aglomeración ni calcinación, el costo de capital de la planta sería un 25-30% más bajo; y los costos de mantenimiento y mano de obra también serían un 25-30% menores, a la vez que se eliminaría virtualmente la necesidad de combustible. El gas monóxido de carbono subproducto procedente del horno sería más que suficiente para secar el coque, la sílice y la fosforita. Algunas fosforitas que se han utilizado satisfactoriamente en hornos eléctricos sin aglomeración, calcinación ni sinterización son los guijarros de Florida tamizados (de más de 6 mm), la fosforita dura de Florida, y la fosforita dura de Montana (triturada y tamizada). El empleo de

Figura 14. Costos de capital estimados para una planta de producción de fósforo elemental en horno eléctrico



fosforita sin calcinar puede elevar el consumo de energía eléctrica en el horno hasta en un 10%, según el contenido en CO₂ y en agua combinada.

La Tennessee Valley Authority (TVA) empezó a desarrollar el proceso en horno eléctrico para producir fertilizantes fosfatados en 1933 y produjo fósforo y ácido fosfórico desde 1934 a 1977. Hubo un momento en que funcionaban a la vez cinco hornos. En 1977, la TVA cerró todos los

hornos, en vista de que el proceso ya no podía competir con el proceso húmedo para la producción de fertilizantes. Hay numerosas publicaciones de la TVA sobre la producción de fósforo elemental y ácido fosfórico por el proceso del horno eléctrico; al final del presente capítulo se indican algunas de esas publicaciones [33, 34, 35, 36, 37, 38, 39].

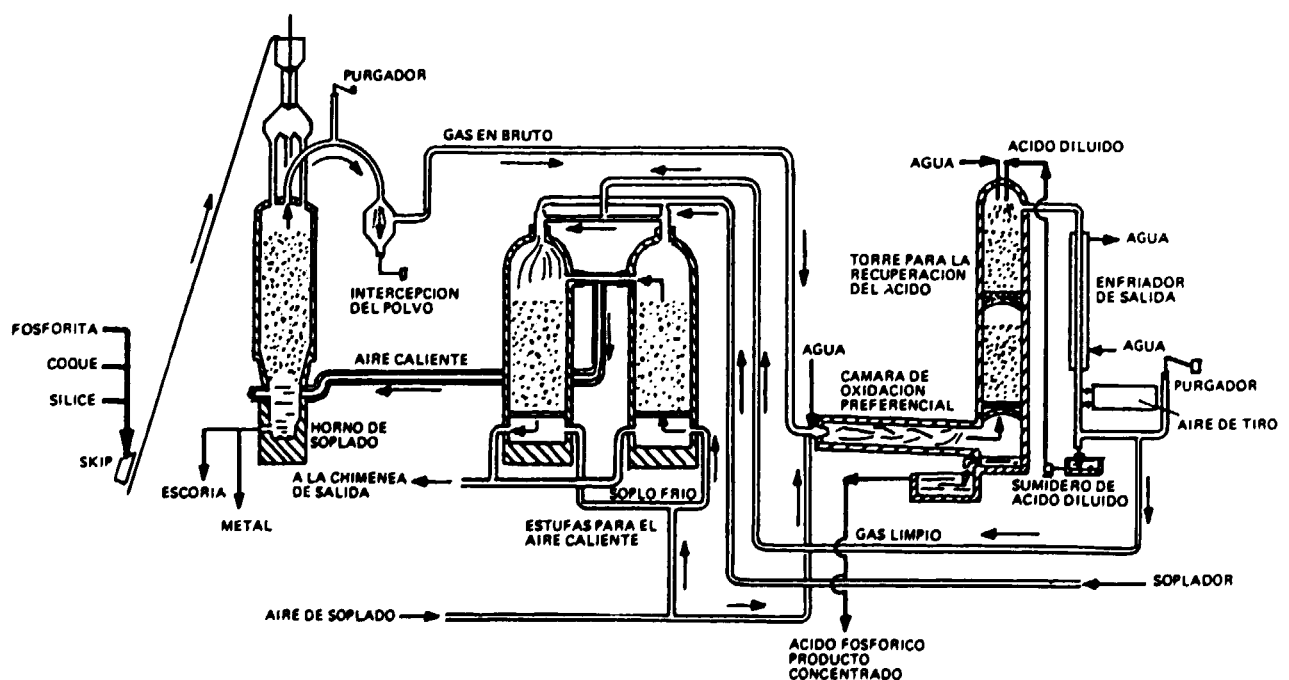
E. Producción de ácido fosfórico en horno de soplado

La figura 15 es un diagrama de una planta piloto de la TVA para la producción de ácido fosfórico por el proceso de horno de soplado. La planta piloto operaba a una escala de una tonelada de P₂O₅ cada 24 horas, aproximadamente [40].

En general, el proceso de horno de soplado se diferencia del de horno eléctrico en lo siguiente.

1. Se utiliza coque como combustible y también para la reducción del fósforo. Las necesidades de coque estimadas, para una unidad en gran escala, son de 2,5 toneladas por tonelada de P₂O₅ recuperado como ácido fosfórico (teniendo en cuenta las pérdidas de ferrofósforo). Unas 0,6 toneladas de coque se consumen en la reducción del P₂O₅ por fósforo, y el resto genera calor por combustión con aire precalentado para formar monóxido de carbono.

Figura 15. Planta experimental de la TVA para la producción de fosfatos en horno de soplado



2. A igual que ocurre en el caso del horno eléctrico, la carga —fosforita, coque y silice— debe estar en forma de terrones o aglomerada, pero no es necesario refinarla ni secarla, ya que los gases que ascienden por el tubo del horno llevan calor suficiente para este fin.
3. El gas del horno contiene aproximadamente un 37% de CO y un 1,0-1,5% de P₄ en volumen. El resto es, principalmente, nitrógeno. Aunque la recuperación del fósforo elemental por enfriamiento y condensación es factible, sería difícil recuperar un porcentaje elevado, dada la baja concentración en que aparece en el gas. En la planta piloto de la TVA, el ácido fosfórico se recuperaba tras una oxidación preferencial del fósforo en el gas con aire.
4. El gas que queda después de la recuperación del ácido fosfórico contiene aproximadamente un 34% de CO, 1-2% de O₂ y el resto N₂ (base seca). Aproximadamente el 40% de este

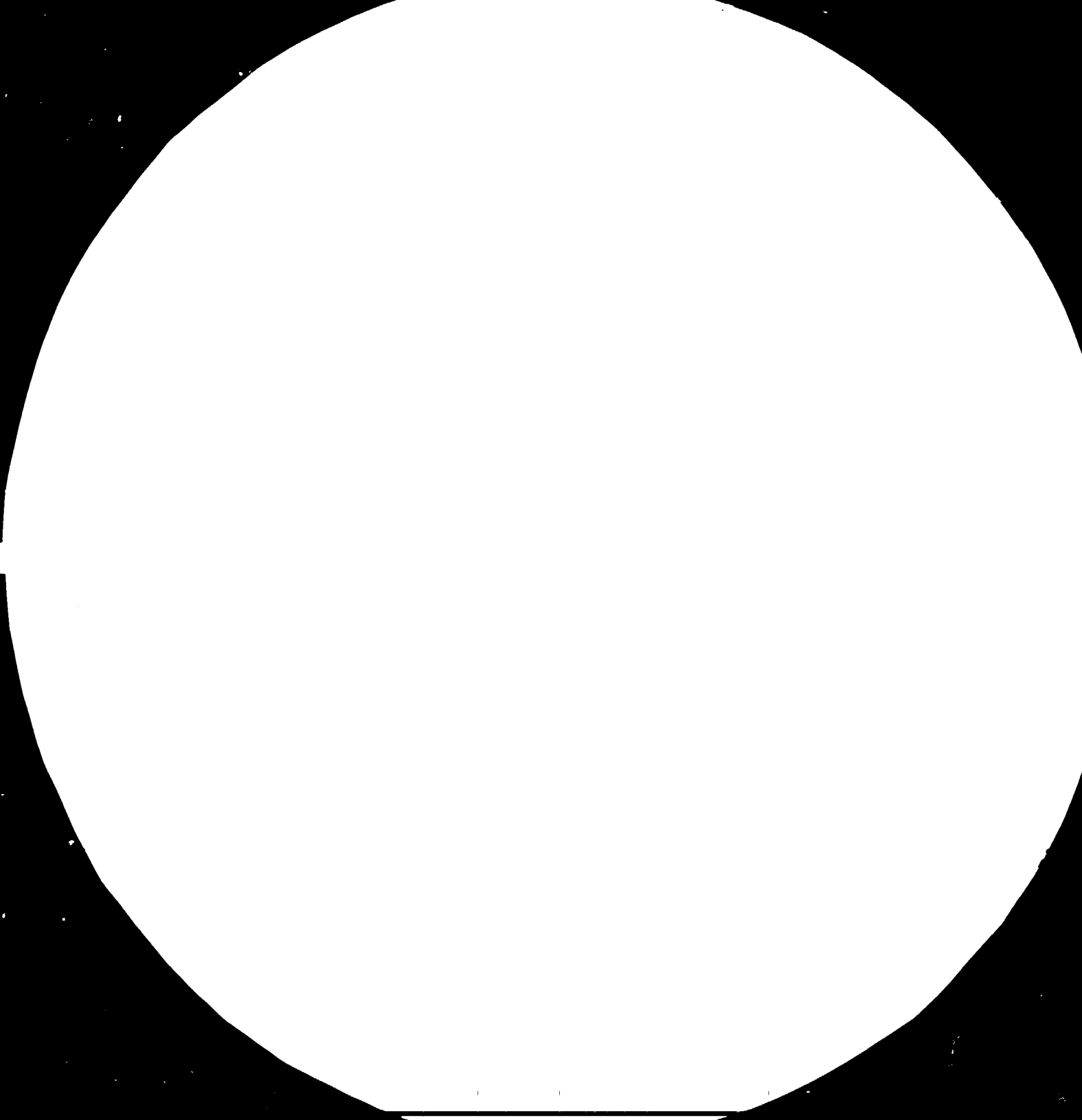
gas puede utilizarse ventajosamente para precalentar el aire que va al horno de soplado. El resto quedaría disponible para otras aplicaciones.

El proceso en horno de soplado se utilizó comercialmente para producir ácido fosfórico destinado a productos industriales y químicos desde 1929 a 1938 en la fábrica de la Victor Chemical, que es ahora la Stauffer Chemical Company. La fábrica estaba situada en Nashville (Tennessee, EE.UU.).

El empleo del horno de soplado para producir ácido fosfórico destinado a la producción de fertilizantes no parece muy prometedor en la actualidad, dado el elevado costo del coque. Ahora bien, con ciertas mejoras quizá pudiera tenerse en consideración en algunas circunstancias [41]. Al igual que en el caso del horno eléctrico, puede utilizar menas siliciosas de baja concentración con contenidos moderadamente elevados en alúmina y en óxido de hierro.

Referencias

1. Organización de las Naciones Unidas para la Agricultura y la Alimentación (FAO), 1976. *Informe Anual sobre los Fertilizantes, 1975*. Roma (Italia).
2. *Phosphoric Acid*, 1968. A. V. Slack, Ed., Marcel Dekker, Inc., New York, New York.
3. Farr, Thad D. and Kelly L. Elmore, 1962. "System CaO-P₂O₅-HF-H₂O: Thermodynamic Properties", *Journal of Physical Chemistry*, 66(2):315-318.
4. Rossini, Frederick D., et al. 1952. "Selected Values of Chemical Thermodynamic Properties", National Bureau of Standards, Circular No. 500, U.S. Department of Commerce, Washington, D.C.
5. Egan, E. P., Jr., and B. B. Luff, 1961 "Heat of Solution of Orthophosphoric Acid", *Journal of Physical Chemistry*, 65(3):523-526.
6. Kelly, K. K. 1934. "Contributions to the Data on Theoretical Metallurgy. II. High-Temperature Specific-Heat Equations for Inorganic Substances", Bureau of Mines Bulletin 371, U.S. Department of Commerce, U.S. Government Printing Office, Washington, D.C.
7. Egan, E. P., Jr., B. B. Luff and Z. T. Wakefield, 1958. "Heat Capacity of Phosphoric Acid Solutions, 15° to 80°", *Journal of Physical Chemistry*, 62(9):1091-1095.
8. Somerville, R. L. 1973. "Fundamentals of Wet Process Phosphoric Acid Plant Design", Paper presented before the American Chemical Society, Division of Fertilizer and Soil Chemistry, Chicago, Illinois.
9. Houghtaling, S. V. 1973. "DPG-Prayon Modern Dihydrate Process", Paper presented before the American Chemical Society, Division of Fertilizer and Soil Chemistry, Chicago, Illinois.
10. Shearon, G. B. 1975. "Wet Grinding and Feeding of Phosphate Rock—Plant City Phosphate Complex", in *Proceedings of the 25th Annual Meeting of the Fertilizer Industry Round Table*, p. 164-169, Washington, D.C.
11. Lutz, W. A. and C. J. Pratt, 1968. "Principles of Design and Operation", in *Phosphoric Acid*, A. V. Slack, Ed., p. 159-212, Marcel Dekker, Inc., New York, New York.
12. Stern, S. 1965. "The Use of Calcined Rock in Phosphate Processing," in *Proceedings of ISMA Technical Conference*, Edinburgh, Scotland.
13. Moraillon, P., J. F. Gielly and B. Bigot, 1968. "Principles of Filter Design and Operation", in *Phosphoric Acid*, A. V. Slack, Ed., p. 407-442, Marcel Dekker, Inc., New York, New York.
14. Lehr, J. R. 1968. "Nature of Impurities", in *Phosphoric Acid*, A. V. Slack, Ed., p. 637-686, Marcel Dekker, Inc., New York, New York.
15. Hill, J. P. 1976. "Full Scale Operating Experience of the Fisons HDC Phosphoric Acid Process," in *Proceedings of ISMA Technical Conference*, The Hague, Netherlands.
16. Shields, J. T., O. W. Livingston, E. A. Harre and T. P. Hignett, 1975. "An Appraisal of the Fertilizer Market and Trends in Asia", IVA Bulletin Y-95, Tennessee Valley Authority, Muscle Shoals, Alabama (USA).





3.6



MICROCOPY RESOLUTION TEST CHART

NATIONAL BUREAU OF STANDARDS
STANDARD REFERENCE MATERIAL NUMBER
2475-A-1010 TEST CHART No. 2

17. "Phosphoric Acid Trade in 1976." 1977. *Phosphorus and Potassium*, 88:21-26.
18. "Phosphoric Acid Trade in 1977." 1978. *Phosphorus and Potassium*, 96:17-21.
19. "New Capacity for Trading Phosphoric Acid." 1976. *Phosphorus and Potassium*, 84:24-27.
20. Charlton, W. T., J. D. Crerar and R. C. Akroyd. 1973. "The Shipment of Phosphatic Materials—Some Technical and Economic Aspects", *Proceedings of the Fertiliser Society* (London), No. 138.
21. "Getting Rid of Phosphogypsum." 1978. *Phosphorus and Potassium*, Part III, 94:24-29, 32-39; Part IV, 96:30-39.
22. Neveu, B. 1976. "Valorisation of Phosphogypsum." in *Proceedings of the 1976 ISMA Technical Conference*. The Hague, Netherlands.
23. Scaife, C. W. and D. Kitchen. 1968. "As Raw Material for Plaster and Cement—European Practice." in *Phosphoric Acid*, A. V. Slack, Ed., p. 531-540, Marcel Dekker, Inc., New York, New York.
24. Miyamoto, M. 1976. "Performance and Operation of New Nissan Phosphoric Acid Process." *Proceedings of the ISMA Technical Conference*. The Hague, Netherlands.
25. Yamaguchi, T. 1972. "Phospho-Gypsum Beneficiation Process." in *Proceedings of the ISMA Technical Conference*. Sevilla, Spain.
26. Sanders, M. D. 1968. "Recovery of Fluorides as By-Products", in *Phosphoric Acid*, A. V. Slack, Ed., p. 765-778, Marcel Dekker, Inc., New York, New York.
27. "Production of Synthetic Fluorspar from Waste Fluorosilicic Acid." 1976. Paper No. 22. ISMA Technical Conference, The Hague, Netherlands.
28. McCullough, J. F. 1976. "Phosphoric Acid Purification: Comparing the Process Choices", *Chemical Engineering*, 83(26):101-103.
29. Blumberg, R. 1975. "New Developments in Cleaning Wet Process Phosphoric Acid", in *Proceedings of the Fertiliser Society* (London), No. 151.
30. Lehr, J. R., L. B. Hein, A. Baniel, R. Blumberg and A. V. Slack. 1968. "Purification of Wet-Process Acid", in *Phosphoric Acid*, A. V. Slack, Ed., p. 637-724, Marcel Dekker, Inc., New York, New York.
31. Lounamaa, N. y L. Niinimaka. 1971. "Typpi Oy's Solvent Extraction Process for Producing Compound Fertilizers", Comunicación Núm. ID WG.99/20, presentada en el Segundo Simposio Internacional sobre Fertilizantes (ONUDI), Kiev (URSS).
32. Nuevo proceso para producir fertilizantes fosfatados utilizando ácido clorhídrico. 1969. Monografía Núm. 5 de la serie "Industria de fertilizantes". ONUDI, Viena (Austria).
33. Striplin, M. M., Jr. 1948. "Development of Processes and Equipment for Production of Phosphoric Acid", Chemical Engineering Report No. 2, Tennessee Valley Authority, Muscle Shoals, Alabama (USA).
34. Burt, R. B. and J. C. Barber. 1952. "Production of Elemental Phosphorus by the Electric-Furnace Method", Chemical Engineering Report No. 3, Tennessee Valley Authority, Muscle Shoals, Alabama (USA).
35. Stout, E. L. 1950. "Agglomeration of Phosphate for Furnace Use", Chemical Engineering Report No. 4, Tennessee Valley Authority, Muscle Shoals, Alabama (USA).
36. Marks, E. C. and L. S. Wilson. 1965. "Operation of a 25,000 kW Rotating Phosphorus Furnace", *Journal of Metals*, 17(3):306-312.
37. LeMay, R. E. and J. K. Metcalfe. 1964. "Safe Handling of Phosphorus", *Chemical Engineering Progress*, 60(12):69-73.
38. Hignett, T. P. and M. M. Striplin, Jr. 1967. "Elemental Phosphorus in Fertilizer Manufacture", *Chemical Engineering Progress*, 63(5):85-92.
39. Allgood, H. Y., F. E. Lancaster, Jr., J. A. McCollum and J. P. Simpson. 1967. "A High Temperature Superphosphoric Acid Plant", *Industrial and Engineering Chemistry*, 59(6):18-28.
40. Hignett, T. P. 1948. "Development of Blast-Furnace Process for Production of Phosphoric Acid", *Chemical Engineering Progress*, 44(10):753-764; 44(11):821-832; and 44(12):895-904.
41. Hignett, T. P. 1968. "Use of the Blast Furnace for Production of Phosphoric Acid", *Phosphorus and Potassium*, 36:20-21, 24.

XIV. Fertilizantes derivados del ácido fosfórico

El ácido fosfórico puede utilizarse como fertilizante, y una proporción relativamente pequeña del mismo se utiliza así (unas 50.000 toneladas al año en los Estados Unidos). Resulta especialmente útil en los suelos alcalinos. Ahora bien, requiere un equipo de aplicación resistente a la corrosión, que es costoso.

Teóricamente, a partir del ácido fosfórico se puede obtener cualquier fosfato. Con pequeñas excepciones, los productos fertilizantes de producción comercial son el superfosfato triple, los fosfatos amónicos y otros fertilizantes compuestos. (Algunas de las excepciones de menor cuantía son los fosfatos potásicos y el fosfato magnésico-amónico: $MgNH_4PO_4$.) El uso del ácido fosfórico en los fertilizantes compuestos se describirá bajo los epígrafes correspondientes a "Fertilizantes compuestos", "Fertilizantes líquidos", y "Nitrofosfatos (procesos con mezcla de ácidos)" (capítulos XV y XIX). En el presente capítulo se tratará principalmente del superfosfato triple y de los fosfatos amónicos sólidos.

A. Superfosfato triple (SFT)

Desde 1965, el suministro de SFT viene constituyendo el 15-20% del suministro de fosfatos fertilizantes en el mundo entero. No se aprecia ninguna tendencia definida hacia el aumento o la disminución de este empleo. Como el consumo de fertilizantes fosfatados ha aumentado, la producción de SFT ha aumentado aproximadamente en la misma proporción.

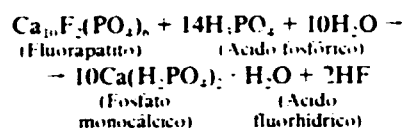
Una de las ventajas del SFT es que es el fertilizante fosfatado sencillo de mayor concentración de que se dispone. Otra ventaja es que parte de su contenido en P_2O_5 procede directamente de la fosforita, que es una fuente de suministro relativamente económica. Desde otro punto de vista, para una cantidad dada de ácido fosfórico, se puede producir mayor cantidad de P_2O_5 fertilizante como SFT que como fosfato amónico.

El porcentaje del P_2O_5 contenido en el SFT que procede directamente de la fosforita varía entre el 25 y el 30%, según la relación $CaO:P_2O_5$ de la fosforita, el contenido en impurezas de ésta y del ácido, y otros factores.

Las principales desventajas del SFT son: a) el contenido total en elementos nutrientes es menor que el de los fosfatos amónicos, b) su carácter ácido puede deteriorar algunos tipos de bolsas (de papel o de cáñamo) y c) no es adecuado para mezclarlo con la urea, debido a reacciones que redundan en detrimento de su condición física.

El SFT puede prepararse en forma granular o no granular. Se prefiere la forma no granular cuando ha de aplicarse como intermedio para la producción de fertilizantes compuestos mediante procesos de granulación, mientras que se prefiere la forma granular para aplicación directa o para mezclado.

La reacción química básica involucrada en la producción del SFT es la siguiente:



En la mayoría de los procesos, un elevado porcentaje del flúor permanece en el producto, probablemente como fluosilicatos y posiblemente como fluoruro de calcio. Si parte del calcio se convierte a fluosilicato o fluoruro de calcio, se requiere algo menos de ácido fosfórico que lo que indica la ecuación. Ahora bien, la fosforita suele tener una relación $CaO:P_2O_5$ más alta que el fluorapatito. A menudo la proporción entre ácido y fosforita se calcula para que rinda una relación molar $P_2O_5:CaO$ de entre 0,95 y 1,0 (relación en peso = 2,41 a 2,54) conforme a la fórmula:

$$\frac{P_2O_5 \text{ del ácido} + P_2O_5 \text{ de la fosforita}}{CaO \text{ de la fosforita}} = \frac{2,41 \text{ a } 2,54}{\text{relación de pesos}}$$

Sin embargo, diversas impurezas en el ácido y en la fosforita ocasionan variaciones en la relación óptima ácido:fosforita. El producto contendrá —además del fosfato monocálcico— fosfatos de hierro, aluminio y magnesio; probablemente una pequeña cantidad de fosfato dicálcico; fosforita no reaccionada; sulfato cálcico originado del ácido sulfúrico libre contenido en el ácido fosfórico y, a veces, procedente de impurezas de la fosforita; y otros varios compuestos que constituyen impurezas.

La mejor manera de hallar la relación ácido:fosforita económicamente óptima es recurrir a

métodos de ensayo, y esa relación dependerá de si el valor comercial se basa en la solubilidad en agua, en citrato amónico o en otros disolventes. Cuando el criterio es la hidrosolubilidad, tanto la fosforita como el ácido deben contener la menor cantidad posible de hierro y de aluminio que resulte económicamente factible.

La influencia de la relación $\text{CaO:P}_2\text{O}_5$ y de la concentración de la fosforita sobre la relación fosforita:ácido fosfórico y sobre la concentración del SFT producto se representa en el cuadro 1. A medida que la relación en peso $\text{CaO:P}_2\text{O}_5$ aumenta de 1,35 hasta 1,70, el porcentaje de P_2O_5 obtenido de la fosforita disminuye del 30 al 24%, mientras que el porcentaje obtenido del ácido aumenta del 70 al 76%; la concentración del SFT producto aumenta del 45 al 47% del P_2O_5 . A medida que la concentración de la fosforita aumenta del 28 al 38% de P_2O_5 (y permanece constante, en un valor de 1,5, la relación $\text{CaO:P}_2\text{O}_5$), la concentración del producto se eleva del 43,0 al 48,5% de P_2O_5 . Estos cálculos se basan en ácido fosfórico con un contenido en impurezas medio y una fosforita que contenga las cantidades y tipos normales de impurezas. Los cálculos se dan sólo a título de ejemplo representativo de las tendencias generales: la única forma de obtener valores precisos es hallando datos experimentales obtenidos en ensayos con la fosforita y el ácido fosfórico de que se trate en cada caso concreto.

La reactividad de la fosforita tiene más importancia para la producción de SFT que para la producción de ácido fosfórico. Las fosforitas poco reactivas pueden requerir una molienda insólitamente fina o tiempos de reacción largos, o ambas cosas. Aun así, pudiera resultar difícil obtener un grado aceptable de terminación de la reacción en el caso de algunos apatitos igneos.

La fosforita que contiene carbonatos o sustitutos de los carbonatos en el apatito desprenden CO_2 durante la reacción. Esta emisión de gases se traduce en una estructura porosa del superfosfato obtenido por los procesos en cámara. Esto se

considera deseable cuando el superfosfato ha de utilizarse para la producción de fertilizantes compuestos. Cuando la fosforita contiene muy poco carbonato, el superfosfato puede ser duro y denso, lo que origina dificultades de granulación y características de amonificación deficientes.

1. Producción de superfosfato triple no granular

El superfosfato no granular suele producirse mediante procesos continuos en cámara seguidos por un periodo de almacenamiento y curado de hasta un mes, durante el cual se completan las reacciones químicas. Las cámaras que son adecuadas para la producción de superfosfato simple SFS son a menudo adecuadas también para el SFT y se describirán al tratar del SFS. La diferencia principal es que el SFT fragua (es decir, se endurece) más rápidamente que el SFS, con lo que el tiempo de retención en cámara puede ser mucho más corto. Si el tiempo de retención es demasiado largo, el SFT puede llegar a ponerse tan duro que resulte difícil su desintegración. Según la reactividad de la fosforita y otros factores, tiempo de estancia en cámara de 5-20 minutos son adecuados para el SFT, frente a 30-120 minutos para el SFS.

Para el SFT se utilizan con frecuencia transportadores de correa especiales en lugar de las cámaras convencionales. En cualquier caso, la correa transportadora o la cámara debe estar cerrada y conectada a un sistema de extracción de humos y vapores para eliminar los gases que contengan flúor, que pasan a un depurador. Durante el curado en almacén se siguen desprendiendo de todas formas pequeñas cantidades de compuestos de flúor, y se necesita contar con una buena ventilación para eliminar el flúor de la zona de trabajo. Puede ser necesario depurar los gases de salida para impedir la contraminación atmosférica.

CUADRO 1. INFLUENCIA DE LA CONCENTRACION Y DE LA RELACION $\text{CaO:P}_2\text{O}_5$ DE LA FOSFORITA EN LA RELACION FOSFORITA, ACIDO FOSFORICO Y EN LA CONCENTRACION DEL SFT

Relacion CaO P_2O_5 (en peso) de la fosforita	% total de P_2O_5 en el producto procedente de		Concentracion de la fosforita, % de P_2O_5	Toneladas/tonelada de P_2O_5 producto		Concentracion del producto, % total de P_2O_5 ^b
	Fosforita	Acido		Fosforita	Acido ^a	
1,70	24,0	76,0	33	0,73	1,40	47,0
1,50	27,0	73,0	33	0,82	1,35	46,1
1,35	30,2	69,8	33	0,92	1,29	45,2
1,50	27,0	73,0	28	0,965	1,35	43,0
1,50	27,0	73,0	38	0,71	1,35	48,5

^aAcido fosfórico con 54% de P_2O_5 . Relacion molar de acidulacion $\text{P}_2\text{O}_5/\text{CaO} = 0,97$

^bLa concentracion aumentará por la perdida de los ingredientes volátiles de la fosforita y por la perdida de humedad libre, la concentracion expresada en terminos de P_2O_5 "asimilable", quedará disminuida por el P_2O_5 citrosoluble que contenga el producto. Estos dos factores pueden anularse mutuamente, aproximadamente, segun la composicion de la fosforita y del ácido.

Después del curado en almacén, el SFT suele regenerarse con una pala mecánica y desintegrarse en un molino de jaula hasta que pase un tamiz del 6 (3.3 mm). A veces es necesario aplicar una carga explosiva para disgregar la pila de SFT antes de la regeneración. El SFT desintegrado puede utilizarse para fabricar fertilizantes compuestos mediante procesos de granulación, o puede granularse para su aplicación directa. En algunos casos se usa para aplicación directa sin granulación, pero en la mayoría de los países los agricultores ven con malos ojos este producto. Además, el producto no granular tiende a apelmazarse en los sacos; el apelmazamiento puede impedirse o atenuarse añadiendo un 5% aproximadamente, de caliza molida.

Muchas plantas utilizan el proceso de mezclador cónico desarrollado por la TVA [1, 2]. En la figura 1 se representa un diagrama del proceso. Existe un proceso parecido, denominado proceso Kuhlmann; en este caso, el mezclador es una pequeña vasija cilíndrica equipada con un agitador ultrarrápido. El producto mezclado se descarga a un transportador de correa con un tiempo de retención de entre 5 y 10 minutos.

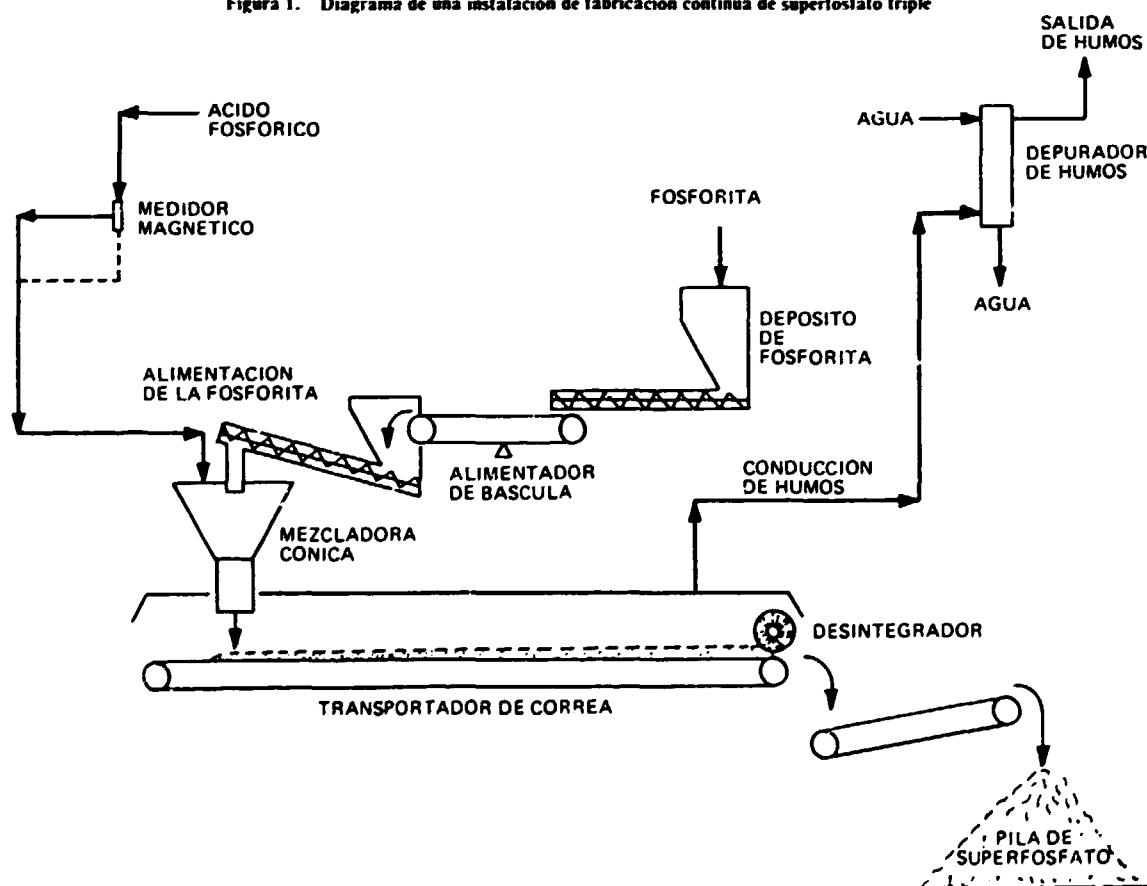
Se han utilizado cámaras tanto intermitentes como continuas; cabe utilizar una cámara continua tipo Broadfield (se describe más adelante) con un tiempo de retención de unos 20 minutos.

Granulación del SFT curado

El SFT se granula en algunas plantas por el procedimiento representado en la figura 2. El SFT curado y desintegrado, con 3-6 semanas de antigüedad, se retira del almacenamiento y se alimenta a un tamiz. El producto de tamaño excesivo se muele y se recicla; los finos pasan a un tambor granulador. Sobre el lecho de material se rocía agua y se aplica vapor por aspersión con unas lanzas que lo dirigen a la parte inferior del lecho para proporcionar material granular húmedo. Los gránulos húmedos se descargan a un secador rotativo. Los gránulos secos se tamizan. Los de tamaño excesivo se muelen y se devuelven, junto con los finos, al granulador. El polvo y los humos y vapores del secador se depuran en un depurador de agua.

En unas pocas plantas, se alimenta la fosforita y el ácido al granulador para proporcionar

Figura 1. Diagrama de una instalación de fabricación continua de superfosfato triple



una parte de los fosfatos; así se reduce el costo de producción y se mejora la granulación, pero ello requiere una inversión de mayor magnitud.

Las necesidades por tonelada de producto se resumen en la tabla siguiente:

NECESIDADES POR TONELADA DE PRODUCTO PARA LA PRODUCCION DE SUPERFOSFATO TRIPLE GRANULAR

SFT curado, toneladas	1.02
Vapor, kg	75
Agua, kg	250
Combustible, kcal	160 000
Energía eléctrica, kWh	29
Mano de obra de producción, horas-hombre	0.3

2. Granulación directa del superfosfato triple

Cuando el producto que se desea obtener en definitiva es SFT granular, suele ser mejor producirlo directamente que por granulación de SFT curado. Algunas de las ventajas de los procesos de granulación directa son las siguientes:

1. El costo suele ser menor.
2. Los gránulos son más densos y más resistentes.
3. El equipo de granulación se puede usar intercambiamente lo mismo para producir SFT que para producir fosfatos amónicos.
4. Se elimina el curado en almacén, lo que reduce la necesidad de capital de explotación y elimina los problemas de combatir las emisiones de flúor durante el curado en almacén.

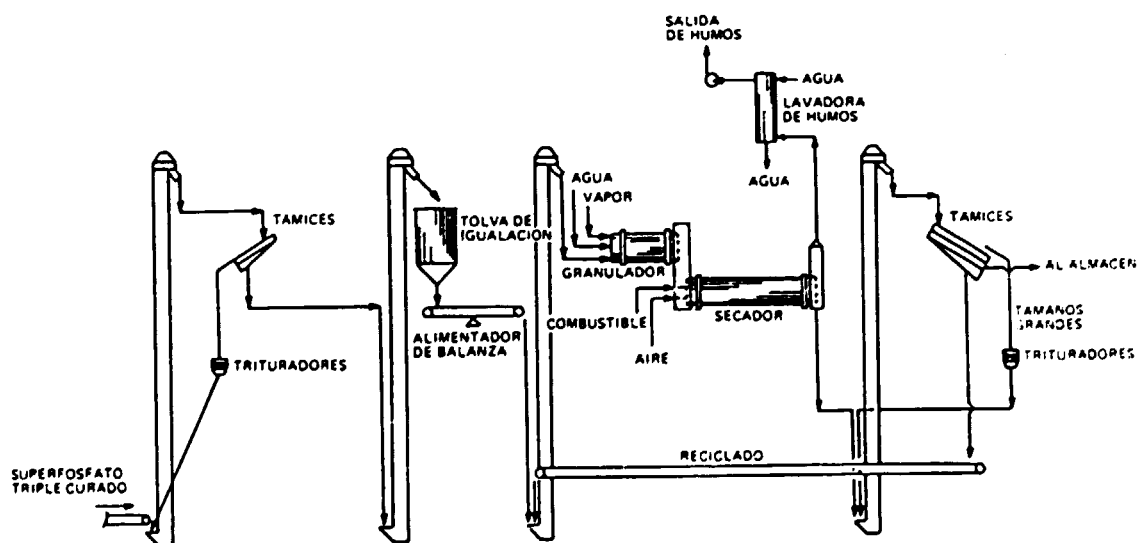
5. En algunos procesos, se pueden obtener durante la granulación, si se desea, fertilizantes compuestos que contengan potasa o algún otro nutriente de las plantas (así ocurre también en el caso de la granulación del superfosfato curado, pero esto es algo más difícil).

Las principales desventajas de la granulación directa son las siguientes:

1. Como el tiempo de reacción es limitado, las fosforitas poco reactivas no se prestan bien para los procesos de granulación directa.
2. Puede ser algo mayor la pérdida de P₂O₅ soluble, debido a la reacción incompleta o, en otros casos, a que se requiere una mayor relación ácido:fosforita para impedir esa pérdida.

Se utilizan dos tipos generales de procesos de granulación directa: la granulación a partir de lechada y la granulación sin secador. En esta última, las etapas de acidulación y de retención en cámara son similares a las descritas más arriba para la producción de SFT no granular, con la diferencia de que la fosforita puede estar algo más finamente molida y que el tiempo de retención en cámara es más largo (25-45 minutos, frente a 10-20 minutos). Además, el producto de la cámara va directamente a un granulador en vez de ir a almacenamiento. Después de la granulación, el producto se seca, se tamiza y se transporta a almacenamiento. El secado se controla para obtener un producto con 4-6% de humedad. En estas condiciones, aún se opera alguna reacción más en el almacenamiento.

Figura 2. Diagrama de una instalación para la granulación del superfosfato triple curado



Sinte Maartensdijk ha descrito una planta de este tipo que puede producir 20-35 tph de SFT, SFS o mezclas de ambos [3]. También puede hacer fertilizantes compuestos PK añadiendo potasa en el granulador. En la figura 3 se representa esquemáticamente el diagrama de un sistema típico de granulación sin secador.

Los datos corrientes para la producción de SFT dados por Sinte Maartenskijk son los siguientes:

Concentración del ácido fosfórico	50% de P ₂ O ₅
Relación reciclado:producto	1,25:1,0
Contenido en humedad, salida de cámara	107-127
Contenido en humedad, después de la granulación y del secado	57-67
Contenido del producto en P ₂ O ₅ hidrosoluble	46%
Hidrosolubilidad del P ₂ O ₅ :	
al salir de la planta	94%
después del curado	98%
Consumo de vapor, kg/t	50-60
Consumo de agua kg/t	60-65
Consumo de energía eléctrica, kWh/t ⁴	38
Mano de obra requerida, horas-hombre/t	0,25
Tamaño de partícula de los gránulos	1,6-4 mm

⁴Es de presumir que este valor incluye la trituración de la fosforita, que se indicó era de 25 kWh/t de fosforita, o sea unos 10 kWh/t de SFT.

La plasticidad y el contenido calórico del SFT (o SFS) virgen hace que resulte mucho más fácil de granular que el SFT curado; se necesitan menos reciclado, menos agua y menos vapor.

Probablemente, se requiere menos combustible para el secado. El consumo total de energía eléctrica es algo inferior, y las necesidades de mano de obra suponen sólo el 36% de las correspondientes al proceso "ordinario" en dos etapas. Se dice que el producto es de mejor calidad, por ser superior en dureza, forma, uniformidad y lisura.

De entre los procesos de granulación a partir de lechada el más conocido es el Jacobs-Dorrco, antes denominado Dorr-Oliver, y que se representa en diagrama en la figura 4. Se parte de fosforita molida y ácido fosfórico, con 38-40% de P₂O₅, que se alimenta a la primera de una serie de dos o tres cubas de reacción agitadas, calentadas con vapor. El tiempo general de retención es de unos 30 minutos y la temperatura de unos 90°C. La lechada espesa se alimenta a un mezclador de ceramista o a un tambor granulador con elevada proporción de reciclado. Los gránulos húmedos se secan y tamizan, y los de tamaño correcto se enfrían y envían al almacenamiento.

Leyshon ha descrito algunas recientes mejoras del proceso [4]. Se utiliza un "transportador envejecedor" para transportar los gránulos del granulador al enfriador. En el transportador se evapora una pequeña cantidad de humedad, y se absorbe humedad también en el interior del gránulo. El resultado es que los gránulos son menos pegajosos cuando llegan al secador y que, por consiguiente, es menos probable que obturen

Figura 3. Granulación directa de superfosfato triple (adaptable también a la producción de superfosfato granular simple o enriquecido)

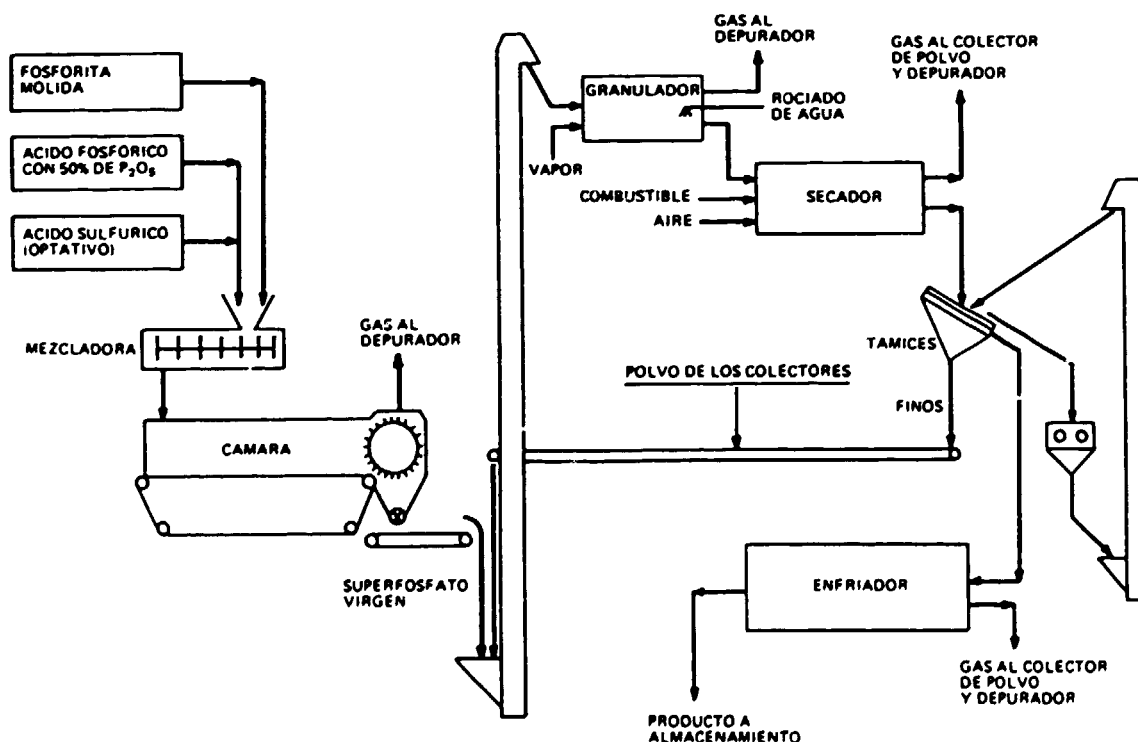
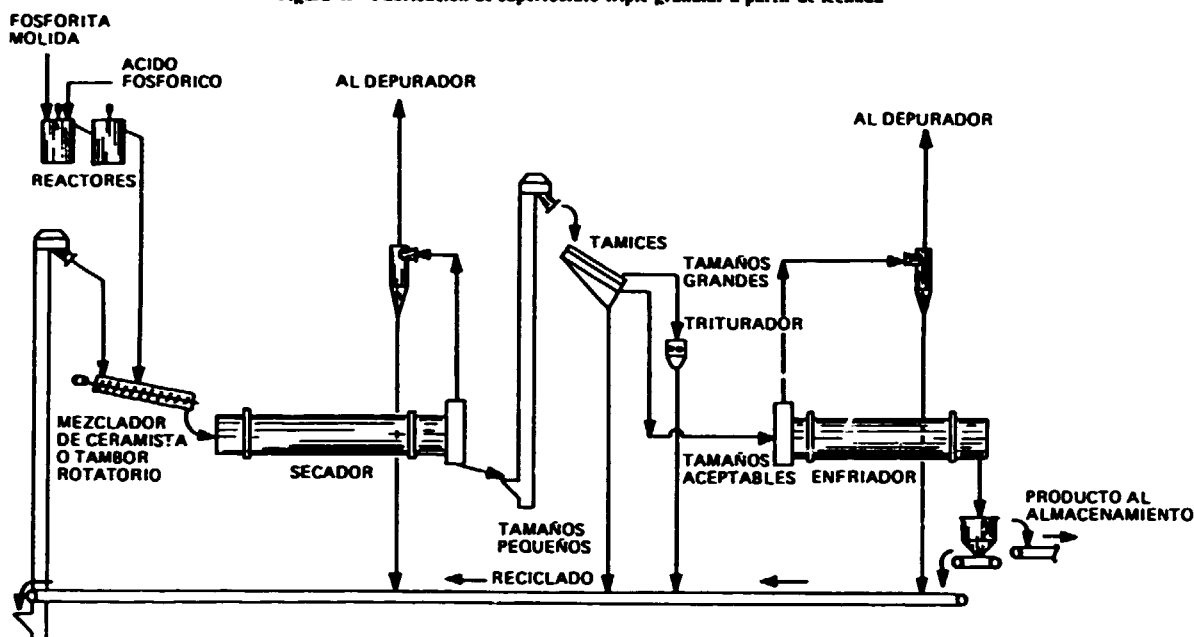


Figura 4. Fabricación de superfosfato triple granular a partir de lechada



los conductos de alimentación o que se aglutinen en las paredes del secador. Se utilizan tamices de una sola cubierta; el producto grande se separa en un tamiz, se tritura en un molino de cadenas y se recicla. La corriente de producto pequeño, que incluye el producto de tamaño correctivo, se divide en dos; una parte se retira para reciclar al granulador, y la otra se tamiza para separar los finos, que se reciclan, y el producto de tamaño correcto, que se enfría. Se utiliza un "tamiz de pulido" final, a continuación del enfriador, para lograr una eliminación más completa de los finos y del producto de tamaño excesivo. Al igual que ocurre con todos los sistemas de granulación, se ha mejorado el sistema de eliminación de polvo y de humos y vapores para mejorar la eficiencia. El proceso de lechada para la granulación de SFT es esencialmente el mismo que el que se utiliza para la granulación de fosfatos amónicos y se describirá en la sección correspondiente.

Las relaciones de reciclado (relaciones reciclado:producto) oscilan entre 10:1 y 12:1 para la granulación en mezclador de ceramista y son de 8:1, aproximadamente, para la granulación en tambor rotatorio. El hecho de que la relación sea más baja para este último tipo de granulación se atribuye a la evaporación de humedad en el tambor granulador, realizada por una circulación de aire a contracorriente.

Las necesidades de servicios auxiliares estimados son, por tonelada de producto, unos 40 kWh de energía eléctrica (incluida la necesaria para la trituración de la fosforita), unas 125.000 kcal de fuel oil para el secado, y unos 20

kg de vapor, principalmente para calentar los reactores.

Otro proceso a partir de lechada desarrollado al parecer en Europa es similar al proceso Jacobs-Dorco [5]. La diferencia estriba en que la granulación y el secado se combinan rociando la lechada sobre una cortina en cascada de gránulos en el extremo de alimentación de un secador rotatorio a favor de la corriente.

B. Fosfatos amónicos

Los fosfatos amónicos —y, en particular, el fosfato diamónico (DAP)— son los fertilizantes fosfatados de uso más extendido en el mundo entero debido a su alta concentración y buenas propiedades físicas.

Las composiciones de las sales puras: fosfato monoamónico (MAP) y fosfato diamónico (DAP) son las siguientes:

Fosfato monoamónico (MAP)		Fosfato diamónico (DAP)	
Porcentaje de N	12,17		21,19
Porcentaje de P ₂ O ₅	61,71		53,76

Las calidades producidas a partir de ácido de proceso húmedo con contenido corriente en impurezas son la 18-47-0 para el DAP y la 11-55-0 para el MAP. Hay un producto de MAP de calidad inferior, el 11-48-0, que se viene produciendo desde 1933; esta calidad inferior se explica por la adición de pequeñas proporciones

de fosforita y ácido sulfúrico. También se producen calidades que contienen tanto MAP como DAP; ejemplos de estas calidades son la 13-52-0 y la 16-48-0. Recientemente, la TVA ha producido polifosfato amónico. Cuando se ha producido a partir de ácido de horno, la calidad era 15-62-0; en la actualidad, se obtiene un producto similar a partir de ácido de proceso húmedo con la composición 11-55-0. El polifosfato amónico consiste principalmente en ortofosfato monoamónico y pirofosfato diamónico, $(\text{HN}_2)_2\text{H}_2\text{P}_2\text{O}_7$.

En cantidades relativamente pequeñas se obtienen DAP y MAP puros mediante procesos de cristalización en que se utiliza el ácido fosfórico obtenido por el proceso en horno eléctrico. También se obtiene en Europa un producto cristalino casi puro (20-52-0) a partir de ácido de proceso húmedo obtenido de apatito de Kola; la mayor parte de las impurezas del apatito se eliminan sangrando una parte de las aguas madres en el proceso de cristalización. La corriente secundaria de aguas madres se utiliza en otros productos fertilizantes. El DAP puro, totalmente soluble, se utiliza principalmente para la preparación de fertilizantes líquidos.

El DAP granular suele producirse por un proceso en que se parte de una lechada; es representativo el proceso desarrollado por la TVA que se representa en la figura 5. La concentración media del ácido de proceso húmedo es de un 40%

de P_2O_5 , aproximadamente; sin embargo, la mayoría de las plantas utilizan parte del ácido con un 54% de P_2O_5 y parte con 30% de P_2O_5 . El ácido reacciona con el amoníaco en un preneutralizador en que se controla la relación molar $\text{NH}_3:\text{PO}_4$ para que quede en torno al valor 1.4. Esta relación corresponde a un punto de alta solubilidad (figura 6). El calor de reacción eleva la temperatura de la lechada hasta el punto de ebullición (unos 115°C) y evapora parte de la humedad. La lechada caliente, que contiene un 16-20%, aproximadamente, de agua se bombea al granulador, donde se añade más amoníaco para elevar la relación molar a 2.0, aproximadamente. Se genera calor adicional, con lo que se evapora más humedad. La reducción de la solubilidad que acompaña a la transición de la relación de 1.4 a 2.0 facilita la granulación. Los gránulos húmedos del granulador se secan y tamizan, los de tamaño correcto se enfrían, y los de tamaño pequeño, junto con los de tamaño grande triturados, se reciclan. Puede ocurrir que, para regular la granulación, haya que reciclar también parte del producto de tamaño correcto. La relación usual entre reciclado y producto es de 5:1, aproximadamente. El amoníaco que escapa del granulador, secador y preneutralizador se recupera por depuración con ácido diluido (30% de P_2O_5) y la solución del denurador se añade al preneutralizador.

Figura 5. Proceso de la TVA para la producción de fosfato diamónico

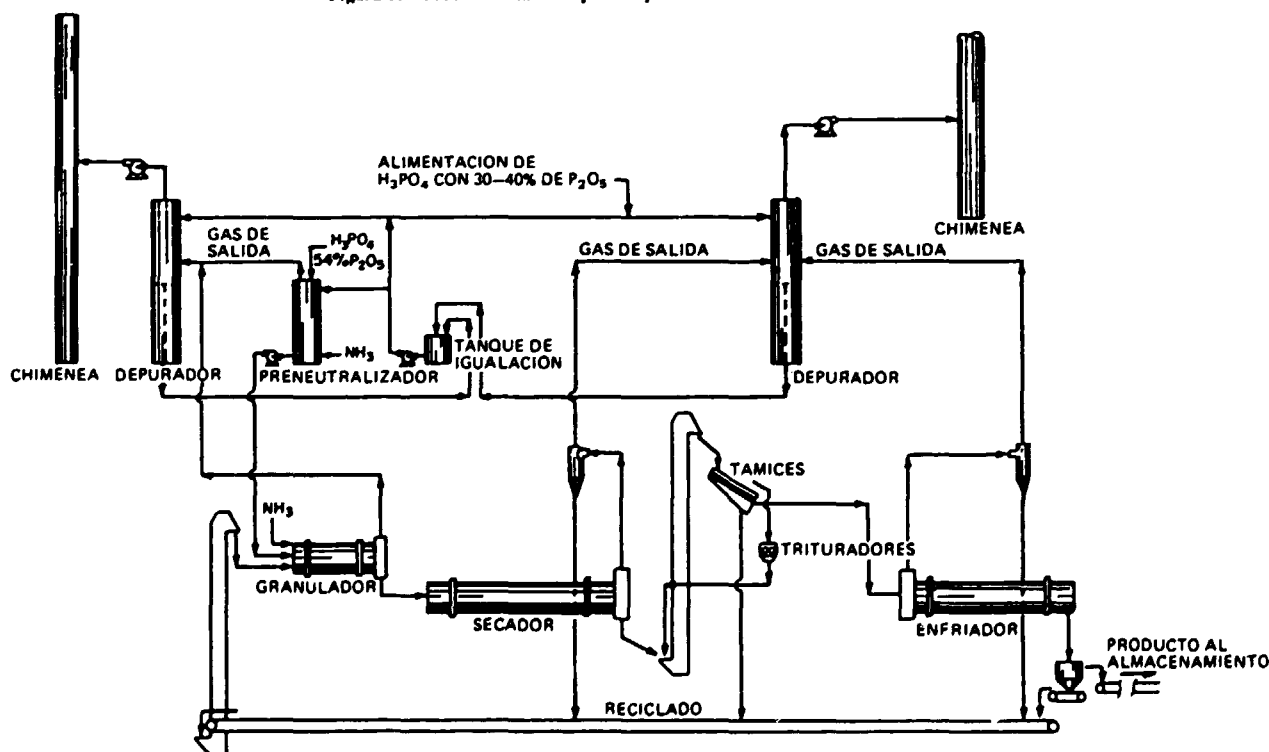
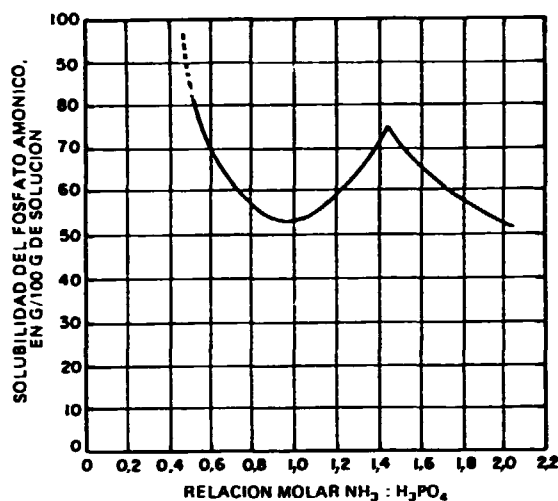


Figura 6. Influencia de la relación molar $\text{NH}_3 : \text{H}_3\text{PO}_4$ en la solubilidad del fosfato amónico a 75°C



El mismo equipo puede utilizarse para obtener MAP por uno de entre dos procedimientos distintos:

1. El preneutralizador se hace funcionar con una relación molar de 0.6 (punto de alta solubilidad) y se añade más amoníaco en el granulador para elevar la relación molar a 1.0.
2. El preneutralizador se hace funcionar a una relación molar de 1.4 aproximadamente, y se añade ácido fosfórico en el granulador para reducir la relación a 1.0.

Al producir MAP no es necesaria la recuperación del amoníaco por depuración con ácido sino que todos los efluentes gaseosos se depuran para recuperar el polvo y los humos y vapores.

Un perfeccionamiento reciente del proceso de la TVA para la obtención de DAP es el de sustituir el preneutralizador por un reactor tubular. El amoníaco y el ácido fosfórico reaccionan en un tubo que descarga directamente al granulador. El vapor generado por la reacción se libera en el granulador y se arranca con una corriente de aire. Este dispositivo es sencillo y menos costoso que el preneutralizador de depósito. Además, tiene la ventaja de que, como se utiliza un ácido fosfórico más concentrado, la lechada que se descarga al granulador contiene menos agua y, por lo tanto, la relación de reciclado disminuye. Torney informa de que hay una fábrica en Australia en que se utiliza el reactor tubular y la relación de reciclado es de 3:1 (frente a 5:1 en el caso de la preneutralización en depósito) [6]. La empresa española S.A. Cros utiliza un sistema algo similar para producir DAP y otras calidades de fertilizantes compuestos [7]. El empleo de

reactores tubulares en los procesos de granulación se describirá más adelante en este capítulo así como en el capítulo XIX ("Fertilizantes compuestos").

Recientemente, Danos, de la Jacobs Engineering Group, Inc., ha descrito un proceso para la producción de DAP que entraña el empleo de un reactor tubular y elimina la necesidad de secado [8]. El 65%, aproximadamente, del amoníaco utilizado en el proceso se alimenta al reactor tubular, donde reacciona con una mezcla de ácido fosfórico (con 52% de P_2O_5), licor de depuración que contiene ácido fosfórico parcialmente neutralizado, y una pequeña proporción de ácido sulfúrico. El reactor tubular descarga una mezcla viscosa y espumosa de vapor y de lechada directamente a un tambor granulador mediante múltiples boquillas de aspersión sobre un lecho de material seco reciclado. El 35% del amoníaco restante se añade al granulador, por medio de un rociador, elevando la relación atómica N:P a 1.8. Los gránulos que salen del granulador contienen aproximadamente un 2% de humedad y, después de enfriarse de 98°C a 52°C, el grado de humedad se reduce al 1,2%. No se requiere secado; y la relación de reciclado (2,5:1) es sólo la mitad, aproximadamente, de la de la mayoría de los demás procesos de lechada. Danos estima que se obtiene una economía de 1,1 millones de dólares en gastos de capital para fábricas de 60 tph de capacidad, y un ahorro anual de 583.000 dólares de gastos de explotación, pues se elimina la necesidad de gastar combustible en el secado y se reduce el consumo de energía eléctrica [8].

En principio, el proceso que acabamos de describir es igual que el que demostró, en planta piloto, la TVA en su 12ª demostración de tecnología de fertilizantes, realizada durante los días 18 y 19 de octubre de 1978 [9]. El equipo es similar al que se describe en el capítulo XIX en el apartado "Granulación a partir de masas fundidas" (véanse las figuras 10 y 11 del capítulo XIX). Parte del ácido fosfórico se utiliza en un depurador para recuperar el amoníaco y el polvo de los gases de salida del dispositivo de amonificación y del enfriador. El reactor tubular recibe ácido fosfórico en una concentración de entre 40 y 54% de P_2O_5 (incluyendo ácido parcialmente neutralizado del depurador), amoníaco en forma líquida o gaseosa, agua (si es necesaria para controlar la reacción) y ácido sulfúrico si se requiere para ajustar la calidad a los valores 18-46-0. El reactor tubular descarga una mezcla de masa fundida con baja humedad y vapor por unas boquillas de aspersión que la envían al granulador del amonificador a una temperatura de entre 116 y 137°C. La relación atómica N:P de la masa fundida es de 1,4:1, aproximadamente. Se añade más amoníaco gaseoso mediante un rociador bajo

el lecho para elevar la relación N:P a 1.95:1, aproximadamente. Esta relación no comprende el amoníaco que se combina con el ácido sulfúrico cuando este ácido se utiliza en la formulación. El producto granular sale del amonificador a 86-92°C, con un grado de humedad de 2.5-4%. Se enfría hasta unos 38°C en un enfriador; el grado de humedad se reduce durante el enfriamiento hasta quedar en un campo del 2-3%. Al parecer, el producto tiene propiedades satisfactorias anti-aglomerantes cuando el grado de humedad no supera a los 3.0%. Cuando se ha utilizado ácido sulfúrico, la cantidad era de unos 50 kg por tonelada, y la finalidad perseguida era la de ajustar la calidad a los valores 18-46-0. Sin ácido sulfúrico, la composición era 18.4-8.8% de N, y 47.2-47.5% de P₂O₅ asimilable, utilizando ácido fosfórico clarificado. Sin embargo, cuando se utiliza ácido no clarificado procedente de algunas fosforitas de baja concentración, puede resultar difícil llegar hasta calidades como la 18-46-0 [10].

En los ensayos de la TVA en planta piloto, un 12-20% del aporte de amoníaco se formó en los gases de salida procedentes del amonificador-granulador y se recogió mediante depuración con parte del ácido fosfórico de entrada. La relación de reciclado osciló entre 2.6 y 4.1:1.

Es de advertir que si se diseña una planta para producir MAP o DAP por el proceso en reactor tubular y no se dispone de secador, la planta no podrá utilizarse para producir SFT. Además, el control del grado de humedad del producto puede ser más difícil. Por consiguiente, algunos ingenieros sugieren que se instale también un secador, por lo menos para el producto final, a fin

de tener más flexibilidad de acción, aún cuando durante la mayor parte del tiempo no sea necesario utilizarlo.

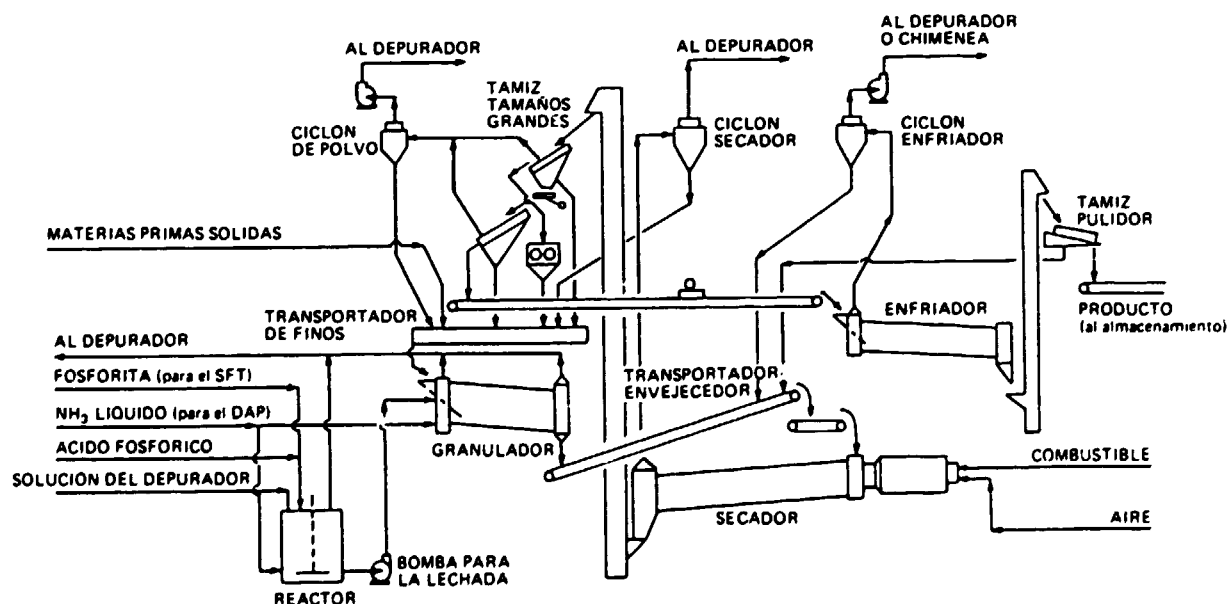
El proceso conocido originalmente con el nombre de Dorr-Oliver (en la actualidad, Jacobs-Dorrco) y basado en el granulación de una lechada para obtener DAP se parecía al proceso de la TVA, con las excepciones siguientes:

1. Toda la amonificación se hacía en cubas de reacción; para la producción de DAP se hacían funcionar en serie tres cubas con relaciones molares NH₃:PO₄ de 0.6, 1.4 y 1.85.
2. La granulación de la lechada con reciclado se efectuaba en un mezclador de ceramista.

La relación de reciclado era aproximadamente de 8:1. Al igual que en el proceso de la TVA, las pérdidas de amoníaco se recuperaban mediante depuración con ácido. Se podían obtener MAP y calidades intermedias entre MAP y DAP ajustando la relación molar en las cubas de reacción. En modificaciones ulteriores, se añadía amoníaco en el mezclador de ceramista o bien se sustituía éste por un tambor amonificador-granulador. Otras mejoras se han mencionado al tratar del SFT y al describir el proceso de reactor tubular de la Jacobs Engineering.

Tanto el proceso original de la TVA como el proceso original Dorr-Oliver han sido modificados y mejorados; además, otras organizaciones han desarrollado sistemas similares de granulación de lechadas aplicando principios básicos similares. En la figura 7 se representa el diagrama

Figura 7. Proceso de granulación de lechada Jacobs-Dorrco



del proceso de granulación de lechada Jacobs-Dorroco. Este y otros procesos de granulación de lechada son adaptables a la producción de toda una gama de fertilizantes compuestos mediante la adición de urea y sales de potasa, nitrato amónico o sulfato amónico.

Tanto el MAP como el DAP tienen por lo general muy buenas propiedades físicas cuando se obtienen a partir de ácido de proceso húmedo. Sus propiedades de almacenamiento y facilidad de granulación dependen del contenido en impurezas. Una estructura gelatinosa de las impurezas, principalmente fosfatos aluminicos y de hierro, favorece la granulación y actúa como acondicionador para impedir el apelmazamiento, incluso cuando el grado de humedad es relativamente moderado (de un 3%, aproximadamente). En cambio, los sulfatos amónicos puros son difíciles de granular y tienden a apelmazarse mucho durante el almacenamiento, aunque el contenido de humedad sea bajo, a no ser que se revistan con un agente acondicionador. Se ha demostrado que la adición de impurezas, particularmente la de compuestos que contengan aluminio, puede mejorar la granulación y la calidad del producto cuando el ácido no contiene suficientes impurezas para este fin. Además, la adición de una pequeña proporción de fosforita al ácido fosfórico antes de la amonificación puede mejorar la granulación.

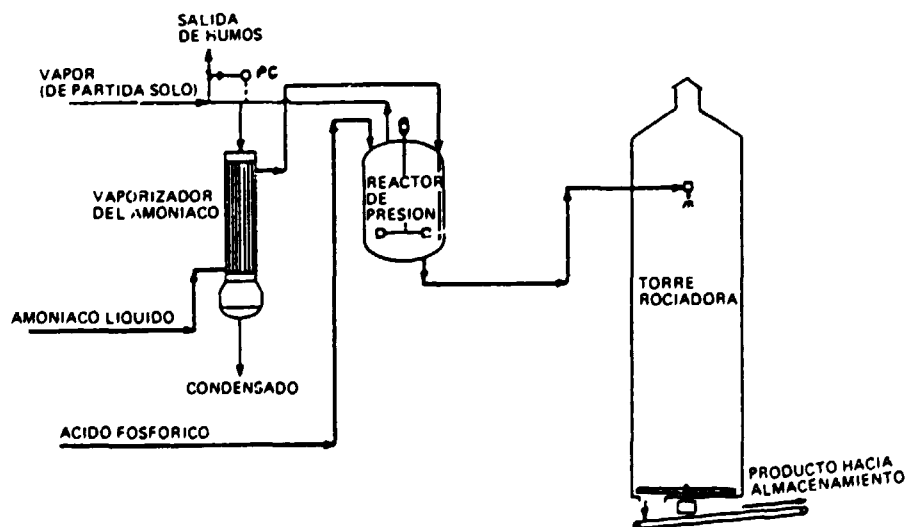
Una novedad reciente es el aumento de la producción de MAP no granular a fin de utilizarlo como producto intermedio para la fabricación de fertilizantes compuestos. La capacidad mundial estimada en diciembre de 1973 era de 3,4 millones de toneladas anuales, incluyendo las

plantas en construcción. En la mayoría de los casos, el producto se fabrica en plantas grandes situadas junto a plantas de ácido fosfórico. A menudo el producto se envía a plantas de granulación más pequeñas para su utilización en la fabricación de fertilizantes compuestos.

Han desarrollado procesos para la fabricación de MAP no granular la Scottish Agricultural Industries (SAI), la Fison's Ltd., la Swift Agricultural Chemicals (en la actualidad Esteci) y la Nissan. En general, de lo que se trata con todos estos procesos es de obtener un método sencillo y económico eliminando la granulación, el reciclamiento y el secado. Sin embargo, el producto debe tener propiedades físicas lo bastante buenas para permitir el almacenamiento, la manutención y el transporte sin excesivos problemas de apelmazamiento o de formación de polvo.

En el proceso Fisons (figura 8), se hace reaccionar ácido fosfórico, de una concentración en P_2O_5 del 50% aproximadamente, con amoníaco gaseoso a una presión efectiva de menos de 2.1 kg/cm^2 . El calor de la reacción elimina parte del agua en forma de vapor supercalentado. La lechada restante contiene entre el 9 y el 10% de agua; la temperatura es de 170°C , y el pH es de 3,5-4,0. Esta lechada caliente se libera a una torre rociadora por medio de una tobera de aspersión especial. Se elimina más agua por evaporación instantánea a medida que las gotículas se enfrían y solidifican cayendo en contradirección de una corriente de aire ascendente. El producto (cuyo nombre comercial es "Minifos") tiene un grado de humedad del 6% aproximadamente. La calidad oscila entre 10-50-0 y 12-56-0, según el contenido

Figura 8. Proceso "Minifos" de la Fisons



de impurezas del ácido. El producto tiene la forma de pequeñas partículas redondas (micro-perdigones) de entre 0.1 y 1.5 mm.

En el proceso Swift (figura 9) se hace reaccionar ácido fosfórico (con un 50% de P_2O_5) y amoníaco líquido en una boquilla preparada para funcionar con dos líquidos distintos que descarga en un reactor tubular. La mezcla de MAP finamente dividido y de vapor se expulsa haciéndola pasar a una torre de enfriamiento donde una corriente de aire en contradi dirección se lleva el vapor de agua formado por el calor de reacción y enfría del producto. El grado de humedad de éste es de 3-5%.

El proceso Nissan es también un proceso con torre rociadora en el que las gotículas de ácido fosfórico reaccionan con el amoníaco en una corriente de aire ascendente.

El proceso de la Scottish Agricultural Industries (SAI), que se representa en la figura 10, consiste en una cuba de reacción en la que el ácido fosfórico (con un 50% de P_2O_5 , aproximadamente) se neutraliza con amoníaco hasta llegar a una relación molar de 1.35 aproximadamente, y la lechada caliente resultante se mezcla con más ácido fosfórico en un mezclador de dos ejes de diseño especial semejante en cierto modo a un granulador de artesanía, que desintegra la masa en pequeñas partículas con liberación de vapor de agua. El agua se evapora en dos etapas. El producto (cuyo nombre comercial es "PhoSAl") contiene normalmente un 6% de humedad, 11% de N y 50% de P_2O_5 hidrosoluble [11]. El proceso

puede modificarse para producir un fosfato diamónico no granular llamado "Di-PhoSAl" o un fosfosulfato amónico.

En artículos recientes se han examinado las propiedades de almacenamiento y granulación del MAP obtenido por los diferentes procesos [12, 13]. El hecho de que el producto obtenido por el proceso de baja temperatura (el proceso SAI) tenga mejores propiedades se atribuye a la precipitación de impurezas en forma gelatinosa que revisten los cristales del MAP.

Polifosfato amónico

La TVA ha desarrollado un proceso para la producción de polifosfato amónico, y a finales de 1973 se empezó a aplicar este proceso, en una planta de demostración con capacidad de 13-17 tph. La planta produce polifosfato amónico sin mezcla y fosfato amónico-urea, alternativamente. En la figura 11 se representa un diagrama del proceso.

Se basa el proceso en la utilización del calor de reacción del ácido fosfórico (con 54% de P_2O_5) con el amoníaco gaseoso para evaporar agua y deshidratar el fosfato amónico, con lo cual se forma una masa fundida que puede granularse con o sin urea u otros aditivos. La reacción principal tiene lugar en un reactor tubular en que se alcanza una temperatura de 210-230°C. Normalmente, la masa fundida contiene 15-25% del P_2O_5 como polifosfato, pero el contenido en polifosfato

Figura 9. Proceso rápido para la obtención de MAP en polvo

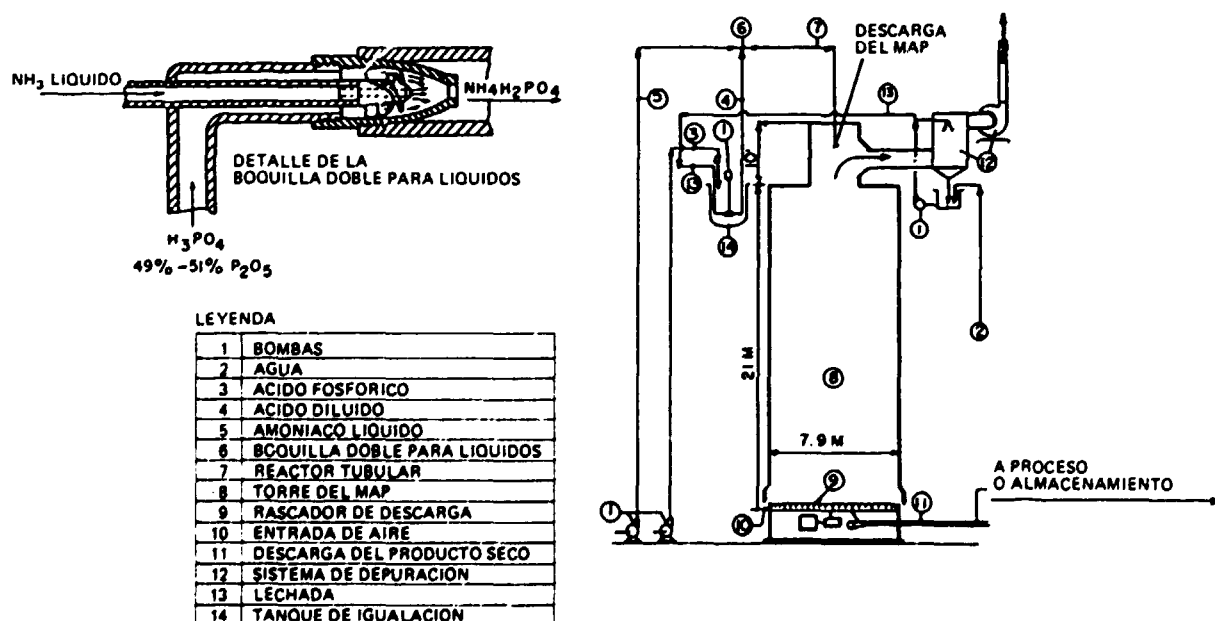


Figura 10. Proceso SAI para la producción de MAP no granular

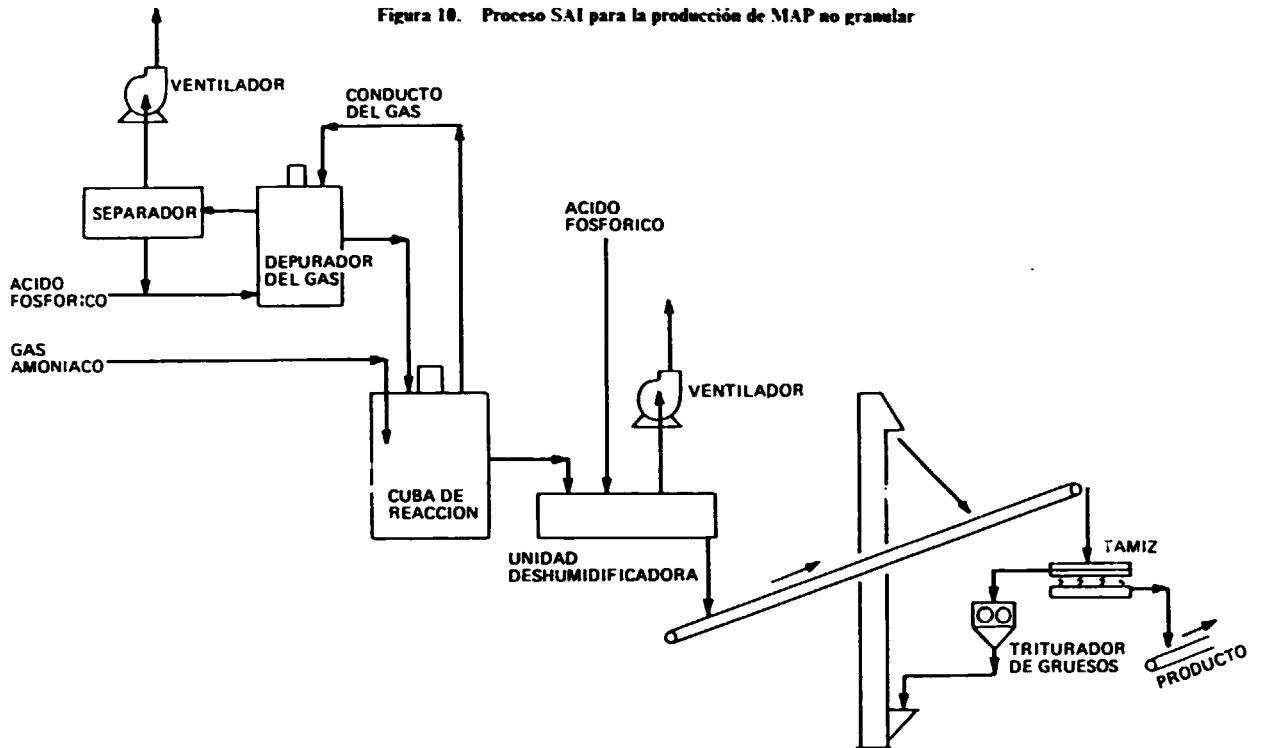
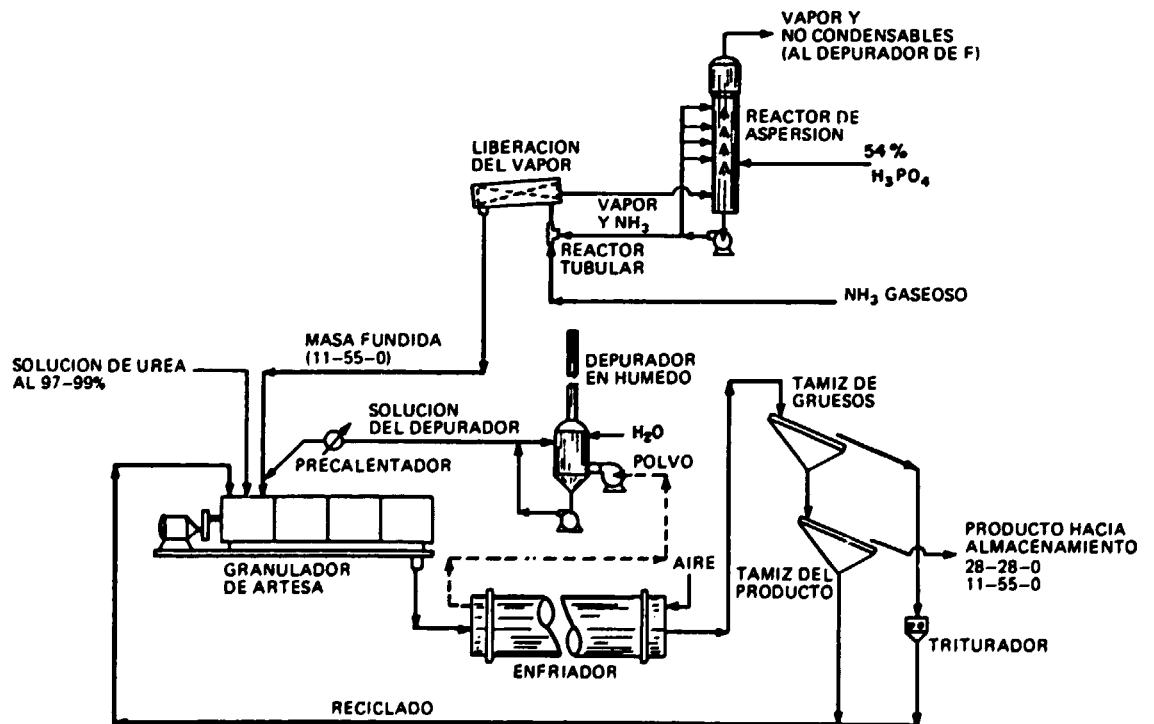


Figura 11. Proceso TVA con reactor tubular y granulador de artesa para la producción de urea granular — polifosfato amónico



puede elevarse al 50% o más precalentando el ácido y el amoníaco o utilizando un ácido fosfórico más concentrado. La masa fundida se granula en un granulador de artesa en la planta de demostración, pero en la planta piloto se ha utilizado un granulador rotatorio. La calidad que normalmente se produce en la planta que funciona a escala de demostración es la 11-55-0; las calidades mejores (como la 12-57-0) que se producen en la planta piloto utilizando ácido fosfórico contienen menos impurezas. Mediante la adición de urea se producen las calidades 28-28-0 y 36-17-0.

La ventaja principal de este proceso es que se pueden obtener productos de muy baja humedad sin necesidad de desecación. La eliminación del secador rotativo y elementos auxiliares reduce considerablemente los costos de inversión y las necesidades de energía (combustible y energía eléctrica). Otra ventaja del proceso es que el producto tiene propiedades especialmente buenas de almacenamiento que se atribuyen al bajo contenido en humedad y al contenido en polifosfatos.

La TVA estima que el ahorro de costos de capital, por comparación con el proceso de lechada, sería de 740.000 dólares para una planta con capacidad de 30 tph, o de 1.120.000 dólares para una planta con capacidad de 50 tph. Esto equivale al 20-25% del costo de la instalación de producción directa de una planta de granulación. La economía en energía se calculó en 7 kWh de energía eléctrica y 140.000 kcal de combustible por tonelada de producción (calidad 11-55-0). La economía de combustible quedaría contrarrestada en parte por el aumento de las necesidades de vapor para concentrar el ácido fosfórico hasta un 54% de P_2O_5 , aproximadamente, frente a la concentración normal para el proceso de lechada, que es del 40%.

La Norsk Hydro ha desarrollado un método para la granulación en perdigones, al aire, de masa fundida de MAP que contiene algunos polifosfatos [14]. La masa fundida se produce en un reactor tubular. La calidad es de 11-12% de N y 57-58% de P_2O_5 , según la composición del ácido.

C. Otros fertilizantes obtenidos a partir del ácido fosfórico

1. Fosfosulfatos amónicos

Hay unos fertilizantes, conocidos con el nombre de fosfosulfatos amónicos, que vienen utilizándose mucho desde hace muchos años y siguen teniendo aceptación en muchas zonas. Entre los fertilizantes de este grupo, la calidad

más conocida es la 16-20-0, que esencialmente está formada por MAP y sulfato amónico. Un motivo de su popularidad es que es relativamente no higroscópico. Esta propiedad, que se mide en función de la humedad relativa crítica (HRC) de algunos fertilizantes fosfatados y nitrogenados y combinaciones de ambos, se representa en la tabla que se da a continuación y se examina más adelante en el capítulo XXII. Los valores de la tabla corresponden a compuestos químicos puros; las impurezas presentes en los fertilizantes pueden reducir algo la HRC.

Material(es)	Humedad relativa crítica a 30 °C
Fosfato monoamónico (MAP)	91,6
Fosfato diamónico (DAP)	82,8
Sulfato amónico (SA)	79,2
Urea (U)	72,5
Nitrato amónico (NA)	59,4
Combinaciones	
MAP + DAP	78
MAP + SA	76
MAP + U	65
MAP + NA	58
DAP + U	62
DAP + NA	59

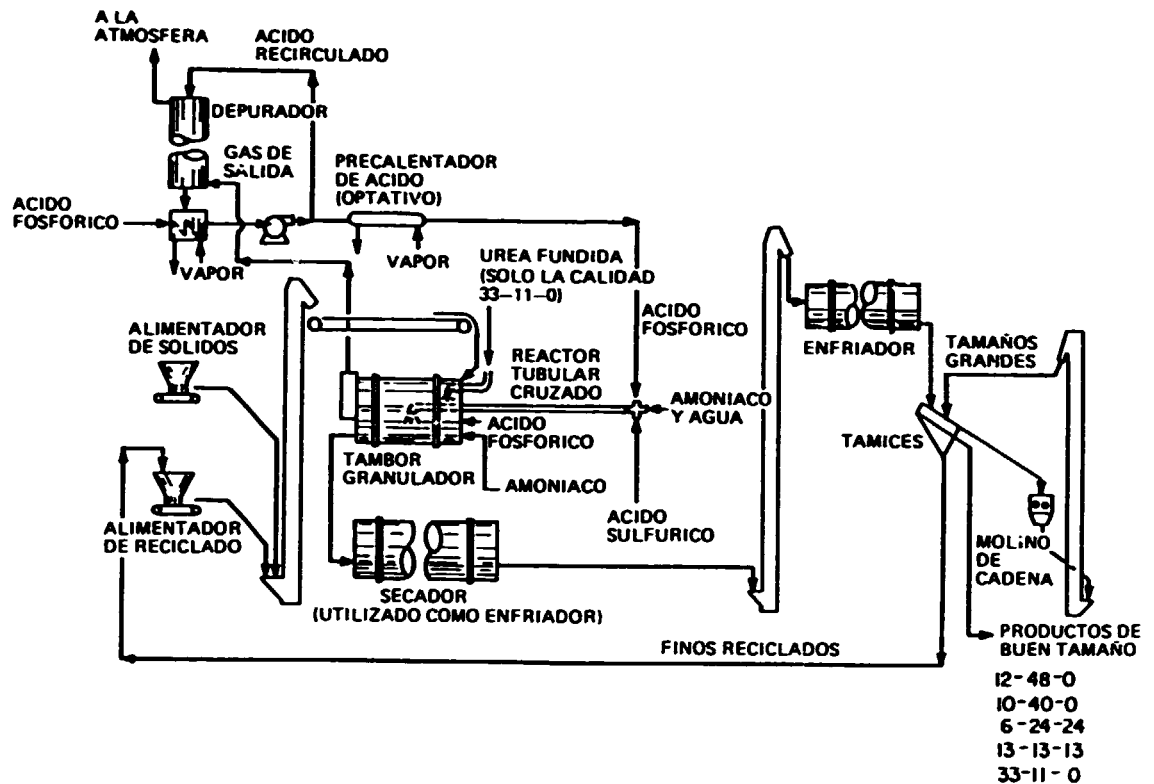
Es evidente que el MAP es el material menos higroscópico (es decir, el que tiene más alta HRC) de los materiales de la lista; y que el sulfato amónico (SA) es el menos higroscópico de los materiales nitrogenados sin mezcla. Cuando se necesita un fertilizante con una relación N:P₂O₅ superior a la del DAP (0,4:1,0), la combinación menos higroscópica es la de MAP + SA.

Otra ventaja del fosfosulfato amónico es su contenido en azufre, que resulta agrónomicamente útil para muchos cultivos y suelos.

Se han producido fosfosulfatos amónicos por el proceso Dorr-Oliver la lechada (ya examinado) desde 1973 y, más recientemente, también mediante otros procesos de granulación a partir de lechada. El método corriente entraña la reacción del ácido sulfúrico y fosfórico con amoníaco, aunque también se puede utilizar sulfato amónico obtenido de fuentes subproducto. Además de las calidades 16-20-0 y 11-48-0, se producen varias calidades NPK tales como la 14-28-14, la 12-36-12 y la 13-13-13.

Aún más recientemente, la TVA ha desarrollado el sistema de reactor tubular cruzado que se representa en la figura 12. En este proceso, la mayor parte de la reacción de los ácidos fosfórico y sulfúrico con el amoníaco se efectúa en un tubo que descarga una masa fundida en el tambor granulador. El vapor generado por el calor de reacción sale del granulador arrastrado por una corriente de aire. Una ventaja del proceso es que el calor de la reacción se utiliza para secar el producto, con lo que se ahorra el secador. Otra ventaja sobre los procesos alimentados con lechada es que la relación de reciclado es relativamente

Figura 12. Diagrama de planta piloto para la producción de fertilizante granular utilizando el reactor tubular cruzado de la TVA



baja, del orden de 2-3:1 para las calidades 12-48-0 o de 1-2:1 para las calidades 13-13-13 o 6-24-24. En España, la empresa S.A. Cros ha desarrollado un proceso bastante parecido [7]. En ambos procesos, parte del ácido se rocía sobre el lecho de sólidos en granulación y reacciona con el amoníaco que se inyecta bajo el lecho, con lo cual se promueve la granulación y se aporta más calor, de la reacción química, para el secado.

2. Fosfocloruro amónico

El cloruro amónico se utiliza en el Japón y en algunos otros países como fertilizante nitrogenado sin mezcla y también como ingrediente de los fertilizantes compuestos NP, NPK y PK. Ando describió la operación brevemente [15]. Mencionó que, en comparación con el sulfato amónico, el cloruro amónico es un 10% más barato por unidad de nitrógeno (en el Japón, en 1970) y más concentrado (25% frente a un 21% de N). El ácido fosfórico, de calidad de filtro de proceso húmedo se amonifica para formar una lechada de MAP que se alimenta a un granulador de artesa junto con cloruro de amonio, material reciclado y (si se quiere) cloruro potásico y otros materiales fertilizantes. Ando menciona que la granulación en el granulador de artesa no era tan fácil como en el

caso del sulfato amónico, pero que la dificultad se había superado. La relación de reciclado oscilaba entre 2 y 4:1. El grado de humedad del producto del granulador oscilaba entre el 5 y el 6% antes del secado y entre el 0,5 y el 0,8% después del secado. La principal calidad NP era 18-22-0; las calidades NPK eran la 14-14-14 y la 12-18-14 [16].

3. Fosfonitrato amónico (FNA)

Existen varios procesos para la producción de fertilizantes que contengan fosfato amónico y nitrato amónico, pero la mayor parte de ellos se utilizan para producir calidades NPK y se describirán más adelante al tratar de los "fertilizantes compuestos".

Leyshon, al describir la granulación a partir de lechada en el mezclador de ceramista en 1967, citaba el caso de una planta de Rumania que producía la calidad 23-23-0 y otras varias y que producía también diversas calidades NPK [17]. La lechada se obtenía por amonificación de los ácidos fosfórico y nítrico. Detunc ha descrito un proceso de la Pechiney-Saint Gobain en el que se alimentaba una solución de nitrato amónico concentrada (al 97%) y una lechada de fosfato amónico a un tambor granulador [18]. La lechada de fosfato amónico se producía por amonificación

del ácido fosfórico hasta obtener una relación molar $\text{NH}_3:\text{PO}_4$ de 0.6 en un preneutralizador; y se añadía más amoníaco en el granulador para elevar la relación molar a 1.05. El principal producto era el 17-17-17. La TVA hizo funcionar durante varios años una planta de demostración en la que se producían las calidades FNA 25-25-0 y 30-10-0. La lechada o la solución concentrada se preparaba mediante reacción de amoníaco con ácido nítrico y fosfórico, concentrando la solución hasta un 5% de agua, aproximadamente, por evaporación, y granulando en un granulador de bandeja la lechada resultante. La cadencia de producción era de unas 20 tph. Los ácidos fosfórico y nítrico mezclados se neutralizaban con amoníaco en una primera etapa hasta alcanzar un pH de 1.6, luego se concentraban, y más tarde se neutralizaban en una segunda etapa hasta un pH del 5.6, aproximadamente, para preparar la solución concentrada y caliente (170°C) para su granulación [19].

La SAI ha desarrollado también un sistema para la conneutralización de los ácidos fosfórico y nítrico a fin de producir una solución de FNA concentrada que se granulaba con potasa en un granulador-secador formado por dos tambores concéntricos con reciclamiento interno [20].

Las soluciones de FNA se obtienen fácilmente neutralizando ácido fosfórico con soluciones de amoníaco-nitrato amónico (capítulo X). Este método se utiliza en muchas plantas pequeñas de granulación de los Estados Unidos, pero la solución se utiliza como aporte suplementario para la producción de fertilizantes compuestos.

Sheldrick ha descrito el proceso de granulación a partir de masa fundida de la Fisons para producir FNA en calidades como la 24-24-0 [21]. La Monsanto Chemical Co. ha efectuado la granulación en perdigones de FNA fundido. Las empresas Stamicarbon y Albright y Wilson han desarrollado procesos para la granulación en perdigones de FNA fundido, con adición de potasa (véase el capítulo XIX). Por lo general el FNA fundido contiene algún polifosfato, lo que rebaja el punto de fusión.

4. Urea-fosfato amónico (UFA)

Las combinaciones de urea con fosfato amónico representan la última fase, con los materiales disponibles, en la marcha hacia la producción de fertilizantes de mayor concentración. Aunque muchos fabricantes de fertilizantes compuestos utilizan algo de urea y de fosfato amónico en sus formulaciones, son relativamente pocos los que utilizan sólo estos materiales.

En el Japón hace muchos años que se producen fertilizantes basados primordialmente

en la urea y el fosfato amónico. Ando ha descrito una variedad de procesos que ya se usaban en 1970 [15]. El fosfato amónico se aportaba bien como lechada obtenida en la planta por amonificación del ácido fosfórico, bien en forma sólida como MAP o DAP. La urea se aportaba como sólido (cristales o perdigones triturados), como masa fundida o como solución concentrada. Se utilizaban diversos tipos de granuladores: los tambores rotatorios eran los más corrientes, pero en algunas plantas se utilizaban también otros tipos como los granuladores de bandeja, los de artesa, etc.

En una comunicación más reciente se describe con detalle una planta de granulación que produce calidades de UFA tales como la 28-28-0, la 22-22-11, la 18-18-18, etc. [22]. Las principales materias primas son los perdigones de urea triturados, el fosfato amónico secado por aspersión (12-50-0) y las sales de potasa.

Una característica poco corriente de la planta es la existencia de un reactor de metileno-urea, que se utiliza para la producción de algunas calidades de NPK. Parte de la urea se alimenta al reactor calentado por vapor con solución de formaldehído para producir una lechada de metileno-urea que contiene urea no reaccionada, diurea monometileno, triurea dimetileno, y tetraurea trimetileno. La finalidad de esta etapa es la de facilitar el secado, mejorar las propiedades físicas de los productos y proporcionar algún nitrógeno de aporte lento.

Otra característica poco corriente de la planta es la existencia de un mezclador-amonificador rotatorio que contiene unos árboles con rodillos. Su función consiste en recibir las materias primas sólidas, los finos reciclados, y la lechada de metileno-urea (si se usa) y mezclarlas a fondo mediante una especie de amasado. El amoníaco se añade al mezclador aunque, en el ejemplo dado, la cantidad de amoníaco es reducida (6 kg/tonelada de 18-18-18). Del mezclador, el producto va a un granulador rotatorio y luego a un secador, instalaciones de tamizado, un enfriador, y un tambor de revestimiento. Un grado de humedad corriente de los gránulos que salen del granulador es un 3%, aproximadamente, lo cual se regula mediante la adición de vapor y/o agua en el granulador o mezclador y también por el contenido en humedad de la lechada de metileno-urea. La temperatura del granulador es de unos 63°C, y la relación de reciclado es de 2.0-2.5:1. Las formulaciones dadas en la comunicación indican que el reactor de metileno-urea no se utiliza para la calidad 28-28-0; se utiliza para varias calidades de NPK en las que la relación molar urea:formaldehído es de 3-7:1. La comunicación menciona también que se puede añadir yeso como elemento auxiliar de la granulación; en el caso de algunas

calidades se añade magnesio o manganeso; en algunos productos se añaden inhibidores de la nitrificación (capítulo XXI).

La TVA viene preocupándose de desarrollar los procesos de la UFA desde hace varios años. El primer enfoque consistió en incorporar urea al proceso TVA de granulación a partir de lechada de DAP. En ensayos en planta piloto de este método, se produjeron calidades de UFA de entre 38-13-0 y 21-42-0. La urea se añadía al granulador bien como solución concentrada o sólidos (cristales o perdigones). Este método general se ha utilizado en por lo menos dos plantas de la India para producir calidad 28-28-0 y otras calidades en que se utiliza urea sólida.

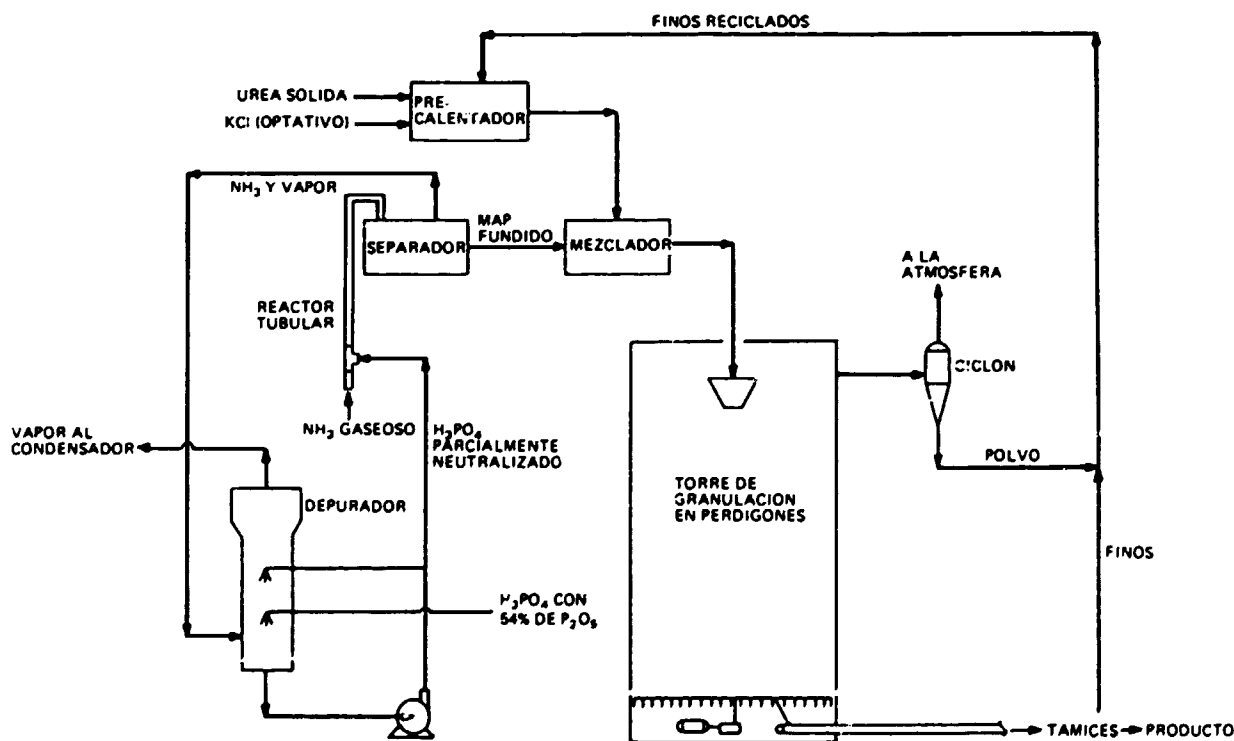
La actual producción de la TVA de UFA mediante un proceso de granulación a partir de una masa fundida ya se ha mencionado anteriormente: se cogranulan en un granulador de artesa polifosfato amónico fundido y urea fundida. La calidad principal es la 28-28-0, que se produce a una cadencia de 16 tph; también se ha producido la calidad 35-17-0. La cadencia de producción queda limitada por la capacidad de la unidad de síntesis de la urea. La TVA también ha efectuado la granulación en perdigones de una mezcla molida de UFA en una unidad de granulación en perdigones con aceite a escala de planta piloto. La Norsk Hydro ha desarrollado un proceso, tam-

bién a escala de planta piloto, para la granulación en perdigones de UFA en aire con o sin adición de potasa [23]. En el proceso de la TVA, la masa fundida de polifosfato amónico se premezclaba con urea fundida inmediatamente antes de la granulación en perdigones. En una variante del proceso de la Norsk Hydro, se premezcla MAP sólido precalentado con urea fundida antes de proceder a la granulación en perdigones; también cabe la posibilidad de premezclar urea sólida precalentada con MAP fundido. Los perdigones son relativamente grandes (por término medio, de 1,8 mm), duros y densos. Se produjeron las calidades 29-29-0 y 38-16-0. La figura 13 representa en diagrama el proceso de la Norsk Hydro.

D. Empleo del ácido fosfórico en los procesos de granulación

El ácido fosfórico se utiliza con frecuencia en la granulación de fertilizantes compuestos para aportar una parte del P_2O_5 a las formulaciones en que el resto del P_2O_5 lo aportan el superfosfato simple o triple o los fosfatos amónicos. Por lo general, el ácido se introduce pulverizado en el granulador, y el amoníaco o la solución amonificante se añade durante la granulación para

Figura 13. Diagrama del proceso de la Norsk Hydro para la producción de UFA



neutralizarlo. El calor de reacción promueve la granulación y la evaporación de humedad. Se han utilizado de esta forma tanto ácido de calidad comercial (con 54% de P_2O_5) como ácido superfosfórico (69-72% de P_2O_5) (capítulo XIX).

E. Aplicaciones diversas del ácido fosfórico para la producción de fertilizantes

Una aplicación prometedora del ácido fosfórico es la producción de fosfatos potásicos (capítulo XVI).

Cantidades considerables, pero en porcentajes relativamente pequeños, de ácido fosfórico se utilizan para aplicación directa al suelo, especialmente en el caso de los suelos alcalinos.

Otro uso es el de los fertilizantes de difusión retardada, como el $MgNH_4PO_4$ y el $MgKPO_4$ (o mezclas de las dos sales). También se han ensayado, para aportar micronutrientes de difusión retardada, compuestos con la fórmula general MNH_4PO_4 , en los que el M puede ser algún ion metálico divalente, como Fe, Mn, Cu, o Zn.

El fosfato de urea $Co(NH_2)_2 \cdot H_3PO_4$ es un compuesto interesante que se ha tomado en consideración para su posible utilización como fertilizante. Sin embargo, una utilización más prometedora es la de usar el ácido fosfórico como intermedio para la producción de fertilizantes sólidos y líquidos de alta concentración. Estas posibilidades son objeto de estudio por parte de la TVA y de otras empresas [9, 24].

Aplicaciones importantes del ácido fosfórico que se discuten en otros capítulos son la producción de fertilizantes líquidos (capítulo XIX) y de nitrofosfatos con mezcla de ácidos (capítulo XV).

F. Economía de producción del SFT, el DAP y el MAP

A menudo se plantea la cuestión de elegir un producto fosfatado que obtener a partir del ácido fosfórico. En vista de la tecnología ya establecida, la elección queda a menudo circunscrita al DAP, el MAP y el SFT o a fertilizantes compuestos basados en estos productos. Todos estos productos pueden fabricarse en una planta de granulación a partir de lechada; por consiguiente, cabe la posibilidad de construir una sola planta en que se puedan fabricar los tres productos alternativamente, aunque en ese caso el costo de la planta será algo superior al de una planta proyectada para uno solo de estos productos. Si existe la probabilidad de que haya mercado para dos o tres productos, conviene probablemente contar con esa flexibilidad, y hay muchas plantas equipadas

de esa forma. En las plantas grandes puede haber dos o tres líneas de granulación, pero aún así conviene poder usar una de ellas intercambiablemente para diferentes productos de forma que la estructura global de la producción pueda modificarse para adecuarla a la demanda del mercado.

Una planta de granulación dada tendrá diferentes capacidades para diferentes productos. Por ejemplo, la cadencia de producción del SFT puede ser sólo el 65-70% de la correspondiente al DAP, dado que aquél tiene una relación de reciclado más alta. Dicho de otra forma, una planta de granulación para la producción de SFT por el proceso de lechada tendría que ser mayor que la prevista para el DAP para obtener la misma cantidad de producto.

Como el SFT requiere fosforita molida fina, hay que añadir el costo del equipo necesario para moler la fosforita. Si la unidad de SFT va vinculada a una planta de ácido fosfórico por proceso húmedo, a veces es posible preparar fosforita molida para ambas unidades con el mismo equipo. Sin embargo, es corriente que las plantas de ácido fosfórico utilicen la molienda en húmedo, la molienda basta o incluso prescindan por completo de la molienda; en cambio, la producción de SFT requiere fosforita seca y bien molida. Además, en muchas plantas se requiere una fosforita de mayor concentración para la producción de SFT que para la producción de ácido. Por consiguiente, es corriente que se necesite disponer de instalaciones separadas para la moliente de la fosforita.

Además de los factores arriba indicados, en toda comparación económica influirá el plan general, si hay o no instalaciones coexistentes para la producción de ácido fosfórico o de amoníaco, y si la planta está o no cerca de una mina de fosforita.

Para poder efectuar una comparación de la economía relativa de producción del SFT (tres procesos), el DAP (dos procesos) y el MAP (dos procesos), se parte de los supuestos siguientes:

1. Se supone que la unidad de producción forma parte de un complejo, es decir que no se supone más gasto de almacenamiento de materias primas o de productos intermedios que el que requiera el proceso mismo. Si el ácido fosfórico o el amoníaco no se producen allí mismo, habrá que contar con las correspondientes necesidades de almacenamiento.
2. Las instalaciones de almacenamiento para el producto final no se incluyen en los costos de capital, sino que se consideran por separado.
3. Los precios de las materias primas y productos intermedios son aproximadamente los precios corrientes en el mercado mundial (en 1978). Sin embargo, como no se supone ningún emplazamiento específico, no se ha

añadido el precio del transporte. Se han supuesto los precios siguientes:

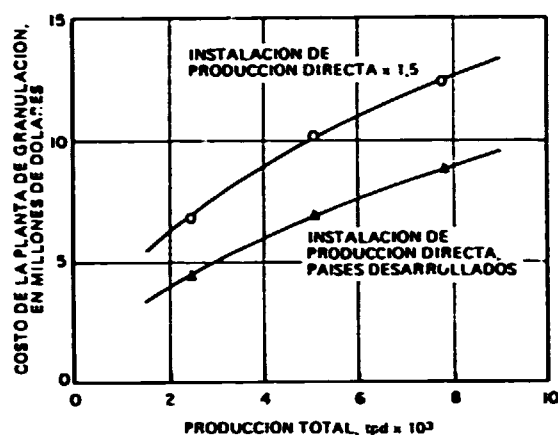
Acido fosfórico (con 54% de P ₂ O ₅)	\$200/t de P ₂ O ₅
Amoniaco	\$120/t
Fosforita (con 33% de P ₂ O ₅)	\$ 25/t
Urea (a granel)	\$120/t

- La capacidad de la planta es de 800 tpd o sea 264.000 tpa.
- El costo de la planta de granulación guarda con la cadencia de producción total la relación que se representa en la figura 14. La cadencia de producción total es la cadencia de producción originaria más la de reciclado. Así pues, para una cadencia de producción originaria de 800 tpd y una relación de reciclado de 5:1, la cadencia de producción total sería de $(5 \times 800) + 800 = 4.800$ tpd.
- A los fines del presente cálculo, se considera que el costo total de una planta es igual a 1.5 veces el costo de la instalación de producción directa para una ubicación en zona industrializada de un país desarrollado.

Las necesidades del proceso basadas en estos supuestos se indican en los cuadros 2 y 3, y el costo de producción estimado a la entrada en almacén se representa en los cuadros 4 y 5.

De los tres procesos de producción de SFT considerados, el de granulación sin secador es el que muestra los costos de inversión y de explotación más bajos. Sin embargo, se tiene poca experiencia respecto de este proceso. De los dos

Figura 14. Relación entre los costos de capital de plantas de granulación y la producción total (producción total = producción originaria + reciclado)



procesos más conocidos, el de granulación a partir de lechada tiene mayor costo de inversión pero menor gasto de explotación. Los gastos de explotación del proceso en dos etapas son mayores porque en realidad el proceso consta de tres etapas: a) preparación de SFT no granular, b) curado por almacenamiento durante 30 días, y c) granulación del superfosfato curado. El costo de capital del curado en almacenamiento, incluido el equipo para la eliminación del flúor y la manutención mecánica, se supuso sería de 50 dólares por tonelada de capacidad de almacenamiento. Si se añade el valor del material que se encuentra en

CUADRO 2. ESTIMACION DE LOS ELEMENTOS NECESARIOS PARA LA PRODUCCION DE SFT GRANULAR (800 tpd)

Producto	SFT (0.46-0)		
	Dos etapas	Granulación sin secador	Granulación a partir de lechada
<i>Proceso</i>			
<i>Inversión en planta, en millones de dólares</i>			
Molienda de la fosforita	1.0	1.0	1.0
Acidulación	0.8	0.8	—
Curado en almacén ^a	1.2	1.2	—
Granulación	4.5	4.0	7.5
Total, instalación de producción directa	7.5	7.0	8.5
Total de la planta (IPD x 1.5) ^b	11.25	10.5	12.75
<i>Necesidades del proceso por tonelada producto</i>			
Fosforita, con 33% de P ₂ O ₅ , en toneladas	0.39	0.39	0.40
Acido, toneladas de P ₂ O ₅	0.345	0.345	0.345
Energía eléctrica, kWh	40	38	40
Vapor, kg	75	55	20
Combustible, kcal x 10 ³	160	100	125
Mano de obra, horas-hombre	0.55	0.25	0.25
Relación de reciclado	2.5	1.6	8

^aEl costo de las instalaciones de curado en almacén incluido el de la eliminación del flúor producido, calculado sobre la base de una capacidad de 24 000 toneladas (producción de 30 días) y de calcular 50 dólares de costo de capital por tonelada de capacidad.

^bEstimación de la inversión en planta para una ubicación en zona industrial de un país desarrollado (por ejemplo, parte estadounidense del Golfo de México).

CUADRO 3. ESTIMACION DE LAS NECESIDADES CORRESPONDIENTES A LA PRODUCCION DE DAP Y DE MAP GRANULARES (800 tpd)

Producto	DAP (18-46-0)		MAP (11-55-0)	
	Granulación a partir de lechada	Granulación con reactor tubular	Granulación a partir de lechada	Granulación a partir de masa fundida ^d
<i>Inversión en planta, en millones de dólares^b</i>				
Instalación de producción directa	6,8	5,8	6,8	5,1
Total de la planta (IPD × 1,5) ^c	10,2	8,7	10,2	7,65 ^d
<i>Necesidades del proceso por tonelada del producto</i>				
Acido fosfórico, toneladas d · P ₂ O ₅	0,47	0,47	0,56	0,56
NH ₃ , toneladas	0,224	0,224	0,137	0,137
Energía eléctrica, kWh	30	20	30	20
Combustible, kcal × 10 ⁴	125	—	125	—
Mano de obra, horas-hombre	0,25	0,20	0,25	0,20
Relación de reciclado	5,0	2,5	5,0	4,5 ^d

^aEste producto contiene un 15-30% de polifosfato amónico.

^bInversión de capital estimada correspondiente a una ubicación en zona industrial de país desarrollado (por ejemplo, parte estadounidense del Golfo de México).

^c Sin incluir el almacenamiento del producto.

^d La TVA ha estimado que el costo de la planta es un 2,5% menos que para el proceso de granulación a partir de lechada. No se ha utilizado la relación de reciclado para estimar la inversión en planta.

CUADRO 4. ESTIMACION DEL COSTO DE PRODUCCION DEL SFT (\$/TONELADA DE PRODUCTO; 264.000 TONELADAS DE PRODUCTO POR AÑO)

Producto	SFT (11-46-0)		
	Dos etapas	Granulación sin secador	Granulación a partir de lechada
Fosforita, 25 \$/tonelada	9,75	9,75	10,00
Acido, 200 \$/tonelada de P ₂ O ₅	69,00	69,00	69,00
Energía eléctrica, 0,027 \$/kWh	1,08	1,03	1,08
Vapor, 0,04 \$/kg	3,00	2,20	0,80
Combustible, 0,01 \$/1.000 kcal	1,60	1,00	1,25
Costos relacionados con la mano de obra ^a	9,68	4,40	4,40
Costos relacionados con el capital ^b	7,50	7,00	8,50
Total parcial	101,61	94,38	95,03
Costos administrativos y diversos, 5% del total parcial	5,06	4,72	4,75
Costo total de producción	106,67	99,10	99,78
Costo por tonelada de P ₂ O ₅	230,91	215,43	216,91

^a Los costos relacionados con la mano de obra comprenden la mano de obra, los gastos generales, los suministros y el control químico 17,00 \$/hora-hombre.

^b Costos de capital: 17,6% del costo de capital por año. Comprende amortización: 6,6%; mantenimiento: 5%; intereses: 4,0% e impuestos y seguros: 2%.

curado durante el almacenamiento (unos 2 millones de dólares) al costo del capital, este proceso sería el de más elevado costo de capital.

Si se compara el costo neto del P₂O₅ contenido en los fosfatos amónicos con el del SFT descontando el costo del nitrógeno, calculado sobre la base del costo de una cantidad equivalente de urea, es evidente que el DAP es la fuente de P₂O₅ más económica. El costo del MAP obtenido por el proceso que parte de la masa fundida es ligeramente inferior al costo más bajo del proceso de SFT en lo que se refiere al costo neto del P₂O₅.

Por su elevada concentración en total de nutrientes para las plantas, el DAP proporciona otras economías en almacenamiento, ensacado y transporte. Estas economías se reflejan en el cuadro 6, en el que se indica cuáles son los costos después de salir de la unidad de producción, por tonelada de DAP, en comparación con una tonelada de SFT más 0,39 toneladas de urea. Esta última combinación proporciona la misma cantidad de N y de P₂O₅ que el DAP.

Naturalmente, el costo del transporte dependerá del método y de la distancia; y el costo de los sacos dependerá del tipo y tamaño de los sacos

CUADRO 5. ESTIMACION DEL COSTO DE PRODUCCION DEL DAP Y EL MAP (\$/TONELADA DE PRODUCTO: 264.000 TONELADAS DE PRODUCTO AL AÑO)

Producto	DAP (18-46-0)		MAP (11-55-0)	
	Granulación a partir de lechada	Granulación con reactor tubular	Granulación a partir de lechada	Granulación a partir de masa fundida
Acido fosfórico, 200 \$/tonelada de P ₂ O ₅	94,00	94,00	112,00	112,00
Amoniaco, 120 \$/tonelada	26,88	26,88	16,44	16,44
Energía eléctrica, 0,027 \$/kWh	0,81	0,54	0,81	0,54
Combustible, 0,01 \$/1 000 kcal	1,25	—	1,25	—
Costos relacionados con la mano de obra ^a	4,40	3,52	4,40	3,52
Costos relacionados con el capital ^b	6,80	5,82	6,80	5,10
Total parcial	134,14	130,76	141,70	137,60
Gastos de administración y diversos, 5% del total parcial	6,71	6,54	7,08	6,88
Costo de producción	140,85	137,30	148,78	144,48
Valor del nitrógeno a descontar ^c	46,96	46,96	28,70	28,70
Costo neto del P ₂ O ₅				
Por tonelada de producto	93,89	90,34	120,08	115,78
Por tonelada de P ₂ O ₅	204,11	196,39	218,33	210,51

^aLos costos relacionados con la mano de obra son los de mano de obra, suministros, gastos generales y control químico: 17,60 \$/hora-hombre

^bCostos relacionados con el capital = 17,67% del costo total de la planta por año. Comprende amortización: 6,67%; mantenimiento: 5%; impuestos y seguros: 2%; e intereses: 4%.

^cBasado en el costo de una cantidad equivalente de urea a granel a razón de 120 \$/tonelada = 260,87 \$/t de N

CUADRO 6. COSTO DEL ALMACENAMIENTO, MANUTENCION, ENSACADO Y EXPEDICION DEL DAP EN COMPARACION CON EL DEL SFT MAS UREA

	\$/tonelada de DAP (18-46-0)	\$/tonelada de SFT más 0,39 toneladas de urea
Costo del material a granel, en fábrica	137,30	99,10 (SFT) 46,80 (Urea)
		Total 145,90
Costo de almacenamiento, 2,10 \$/tonelada ^a	2,10	1,92
Operaciones de regeneración tras el almacenamiento, ensacado y envío	15,00	20,85
Costo del transporte	20,00	27,80
Costo total del producto servido (ensacado)	174,40	197,47
Ventaja económica del DAP		23,05 \$ = aproximadamente un 12%

^aSobre la base de almacenamiento a granel durante 45 días y almacenamiento en sacos durante 10 días

que las condiciones del mercado exijan. Sin embargo, en el cuadro 6 se aprecia que se obtendría una economía total de 23 dólares, o sea de un 12% aproximadamente, en las condiciones que se han supuesto para la producción y la comercialización de 0,18 toneladas de N y

0,46 toneladas de P₂O₅ en forma de DAP, por comparación con el SFT y la urea.

En el ejemplo no se ha supuesto que se mezclan el SFT y la urea. La mezcla tendría propiedades físicas poco convenientes, porque los dos materiales son incompatibles.

Referencias

1. Bridger, G. L., R. A. Wilson and R. B. Burt. 1947. "Continuous Mixing Process for the Manufacture of Concentrated Superphosphate". *Industrial Engineering Chemistry*, 39:1265-1279.
2. Bridger, G. L. 1949. "Development of Processes for Production of Concentrated Superphosphate".
3. Sinte Maartensdijk, A. 1976. "Direct Production of Granulated Superphosphates and PK Compounds from Sulfuric Acid, Phosphoric Acid, Rock Phosphate and Potash." *Proceedings of Chemical Engineering Report No. 5, Tennessee Valley Authority, Muscle Shoals, Alabama.*

- ISMA 1976 Technical Conference, The Hague, Netherlands.
4. Leyshon, D. W., and I. S. Mangat. 1976. "Innovations in Slurry granulation Plants," Proceedings of 1976 ISMA Technical Conference, The Hague, Netherlands.
 5. *Superphosphate: Its History, Chemistry, and Manufacture*. 1964. Prepared by U.S. Department of Agriculture and Tennessee Valley Authority, p. 105-106.
 6. Fittel, R. S. and L. A. Hollingsworth. 1977. "Manufacture of Ammonium Phosphates Using a Pipe Reactor Process", Proceedings of the 27th Meeting of the Fertilizer Industry Round Table, p. 70-80.
 7. "The Cros Fertilizer Granulation Process." 1977. *Phosphorus and Potassium*, 87:33-36.
 8. Danos, R. J. 1978. "Pipe Reactor Making Diammonium Phosphate Now", *Chemical Engineering*, 85(22):81-83.
 9. Tennessee Valley Authority. 1978. "New Developments in Fertilizer Technology", TVA Bulletin Y-136, p. 52-55, Muscle Shoals, Alabama.
 10. "Predicament Posed by Poor Quality Phosphate Rock", 1978. *Chemical Engineering*, 85(22):67-69.
 11. Brownlie, I. A., E. Davidson and T. R. Dick. 1977. "Developments in Ammonium Phosphate Technology", *Proceedings of the Fertiliser Society* (London), No. 162.
 12. Kolmeyer, N. W. and P. H. Anderton. 1976. "Powder Monoammonium Phosphate Production at Ressources Tunisie S.A.", *Phosphorus and Potassium*, 86:39-43.
 13. "Caking in Powder Monoammonium Phosphate." 1976. *Phosphorus and Potassium*, 86:45-47.
 14. Freng, T. and O. H. Lie. 1974. "Urea-Based NP/NPK Fertilizers by Air Prilling", Paper presented before the American Chemical Society meeting, September 1974, Atlantic City, New Jersey.
 15. Ando, J. 1970. "Developments in Granulation of Mixed Fertilizers in Japan", *Proceedings of the Fertilizer Industry Round Table 1970*, p. 85-92.
 16. ONUDI. 1969. "El procedimiento de las dos sales para la fabricación de cloruro amónico y carbonato sódico, empleado en el Japón". Monografía Núm. 4 de la serie "Industria de fertilizantes". ONUDI, Viena (Austria).
 17. Leyshon, D. W. and Q. D. Bowers. 1967. "Concepts of Ammoniation and Granulation in the Blunger", *Proceedings of the 17th Annual Meeting of the Fertilizer Industry Round Table*, p. 39-44.
 18. Detunc, Y. 1967. "Manufacture of 17-17-17 High Analysis Fertilizers", *Proceedings of the 17th Annual Meeting of the Fertilizer Industry Round Table*, p. 27-33.
 19. Meline, R. S., T. W. McCamy, J. L. Graham, and T. S. Sloan. 1968. "Plant-Scale Production of Fertilizers in a Pan Granulator", *Journal of Agricultural and Food Chemistry*, 16:235-240.
 20. Whyte, G. B. 1972. "Low Recycle NPK Granulation-Design and Practical Aspects", *Proceedings of the Fertiliser Society* (London), No. 127.
 21. Porter, S. J. and W. F. Sheldrick. 1966. "Fisons' Melt Process for Manufacture of Concentrated Granular Fertilizers", *Proceedings of the 16th Annual Meeting of the Fertilizer Industry Round Table*, p. 104.
 22. Kuwabara, M., S. Hayamizu and A. Hatekeyama. 1977. "Trends in Urea-Based Granular Compound Fertilizer Technology", in *Granular Fertilizers and Their Production*, p. 125-147, British Sulphur Corporation, London, England.
 23. "Urea-Based NP and NPK Fertilizers". 1975. *Phosphorus and Potassium*, 76:48-54.
 24. Tennessee Valley Authority. 1974. *New Developments in Fertilizer Technology-10th Demonstration*. Bulletin Y-81, Muscle Shoals, Alabama.

XV. Nitrofosfatos

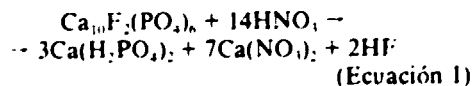
Se suele denominar "nitrofosfato" a todo fertilizante producido por un proceso en que se trate fosforita con ácido nítrico. También se ha utilizado, particularmente por parte de la TVA, la designación "fosfato nítrico", pero la designación más extendida, a nivel mundial, es la de "nitrofosfato".

La producción de nitrofosfato viene aumentando rápidamente, especialmente en Europa, desde 1945; se ha estimado que la capacidad mundial era, en 1975, de 3,46 millones de toneladas de P_2O_5 , y que, de esta capacidad, el 57% correspondía a Europa occidental y el 33% a Europa oriental [1]. Si se supone un contenido medio en P_2O_5 del 15%, la capacidad mundial equivale a unos 23 millones de toneladas (peso bruto) de fertilizante.

La principal ventaja de los procesos de producción de nitrofosfatos es que el ácido nítrico se utiliza con el doble fin de elevar la solubilidad de la fosforita y de aportar nitrógeno con propiedades fertilizantes al producto. Como el costo del ácido nítrico puede imputarse, correctamente, a la producción de nitrógeno fertilizante, los procesos de nitrofosfato resultan económicamente ventajosos comparados a los procesos en que la solubilidad de la fosforita se logra utilizando ácido sulfúrico u otros reactivos no nutrientes.

A. Química de los procesos de nitrofosfato

El proceso más sencillo es el de reacción del ácido nítrico con la fosforita para producir fosfato monocálcico y nitrato cálcico:

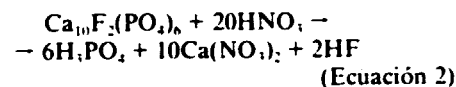


La reacción puede considerarse análoga a la que se opera en la producción de SF5, con la excepción de que el ácido nítrico reemplaza al sulfúrico. En el proceso Lonza, usado comercialmente durante varios años en Suiza, se utilizaba este método. En una instalación parecida a la de mezclador y cámara usada para el superfosfato, se mezclaba ácido nítrico —con una concentración del 65-70%— con fosforita molida. El producto contenía, aproximadamente, 8% de N y 16% de P_2O_5 . Había la dificultad técnica de que

se perdía nitrógeno, en forma de NO_2 , por descomposición del ácido nítrico (o nitrato cálcico) debida al calor de la reacción. El contenido en nitrato cálcico confería gran higroscopicidad al producto; esto, y la escasa concentración del producto, eran desventajas graves.

La TVA ha producido, en escala de planta piloto, unos superfosfatos en los que se reemplazaba con ácido nítrico hasta el 50% del ácido sulfúrico [2]. Los productos contenían 3-5% de N y 18% de P_2O_5 . Las pérdidas de nitrógeno, en el campo del 1-8%, se minimizaban cuando el contenido en agua del ácido mixto era por lo menos el 29% y cuando se calcinaba la fosforita.

La mayoría de los procesos de nitrofosfato entrañan la disolución de fosforita en ácido nítrico (50-60% de HNO_3) para formar ácido fosfórico y nitrato cálcico:



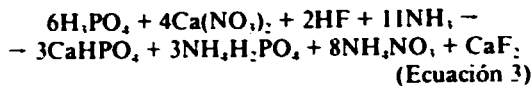
Aunque en la ecuación se aprecia la formación de HF, sólo se volatiliza una parte pequeña (que, por lo general, no llega al 10%) del flúor contenido en la fluorita. En la mayoría de los casos, la proporción de ácido nítrico utilizada es por lo menos estequiométricamente suficiente para convertir en nitrato cálcico todo el calcio de la fosforita; con frecuencia se utiliza un ligero excedente.

Los procesos de nitrofosfato difieren principalmente entre sí en cuanto a la forma en que en ellos se trata a la solución de ácido fosfórico-nitrato cálcico que se forma en la primera etapa del proceso (ecuación 2). El objetivo general es el de eliminar el calcio, o al menos precipitarlo en forma insoluble, para que no interfiera con el rumbo que se desea dar a las reacciones de amonificación subsiguientes.

B. Eliminación del nitrato cálcico

Por lo general, la segunda etapa consiste en eliminar, por cristalización, el nitrato cálcico. Los procesos de eliminación del nitrato cálcico se basan en el proceso Odda, inventado por Erling Johnson en Noruega en 1928. Varias empresas europeas han desarrollado variantes y perfecciona-

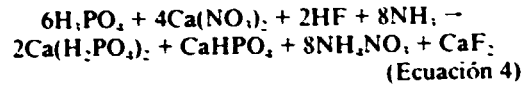
mientos de este proceso, cuyo diagrama básico se reproduce en la figura 1. El calor originado por la reacción de la fosforita con el ácido nítrico eleva la temperatura de la solución a 50-60°C. Cuando la solución se enfría hasta los 15-20°C, aproximadamente el 60% del nitrato cálcico cristaliza como tetrahidrato, $\text{Ca}(\text{NO}_3)_2 \cdot 4\text{H}_2\text{O}$. Los cristales se separan de la solución por centrifugación o filtración. La solución restante, que ahora tiene sólo el 40% del nitrato cálcico original, se amonifica conforme a la reacción siguiente:



Según la ecuación, la mitad del P_2O_5 estaría presente como fosfato amónico, que es hidrosoluble, y la otra mitad estaría presente como fosfato dicálcico, que es citrosoluble. Sin embargo, como la mayoría de las fosforitas tienen una relación Ca:P más alta que la del fluorapatito puro, el campo normal de hidrosolubilidad es de 30-40%. Por la misma razón, en el producto final hay más nitrato amónico que lo que indica la ecuación 3.

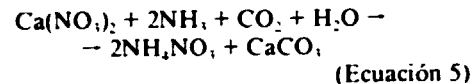
Una variación del proceso Odda es la de cristalizar el nitrato cálcico como la sal doble, $5\text{Ca}(\text{NO}_3)_2 \cdot \text{NH}_4\text{NO}_3 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$, añadiendo amoníaco o nitrato amónico antes del enfriamiento.

Otra variante consiste en controlar el pH durante la amonificación para formar fosfato monocálcico en lugar de fosfato amónico, conforme a la ecuación:



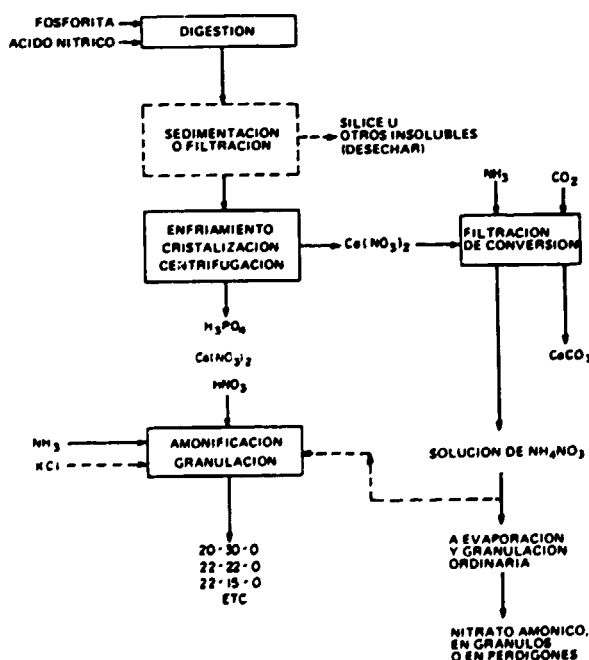
El porcentaje de nitrato cálcico eliminado mediante cristalización depende de la temperatura. Enfriando a unos -5°C, se puede eliminar por cristalización el 85%, aproximadamente, del nitrato cálcico, y el producto resultante tiene, después de la amonificación, una hidrosolubilidad del 80-85% [3].

El nitrato cálcico puede fundirse bien sea como tal bien como la sal doble $5\text{Ca}(\text{NO}_3)_2 \cdot \text{NH}_4\text{NO}_3 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$, y luego someterse a granulación, ordinaria o en perdigones. Cabe señalar, empero, que la demanda de este producto higroscópico y de baja concentración (aproximadamente un 15% de N) es relativamente pequeña. Por consiguiente, lo que suele hacerse es convertirlo en nitrato amónico conforme a la ecuación siguiente:



La solución de nitrato amónico puede separarse de la de carbonato cálcico por filtración. La solución de nitrato amónico, o una parte de la misma, puede combinarse con el producto amonificado de la ecuación 3 para ajustar la relación N:P₂O₅. El resto puede tratarse por granulación ordinaria o en perdigones con o sin adición de parte del carbonato cálcico para proporcionar, como coproducto, nitrógeno sin mezcla. También cabe optar por evaporar y granular, sin separación, la lechada de nitrato amónico-carbonato cálcico; el producto, llamado normalmente Cal-nitro contiene aproximadamente un 20% de N. Se suele preferir un Cal-nitro de mayor concentración (en la actualidad la calidad corriente tiene un 26% de N); por lo tanto, la mayoría de las fábricas separan el carbonato cálcico y sólo usan parte de él para la producción de Cal-nitro. En los países en que está permitida la comercialización del nitrato amónico sin mezcla, la solución se puede tratar por granulación en perdigones u ordinaria sin carbonato cálcico. Variando la cantidad de la solución de nitrato amónico que regresa al producto de nitrofosfato, se puede hacer variar, dentro de ciertos límites, la relación N:P₂O₅ del nitrofosfato producto. El valor mínimo de esta relación es de aproximadamente el 0,6, cuando no hay ningún retorno de nitrato amónico y hay un máximo de eliminación del nitrato cálcico. El valor máximo de esa relación es aproximadamente de 2 si se hace retornar todo el nitrato amónico. En la mayor parte de las plantas

Figura 1. Diagrama típico del proceso Odda de producción de nitrofosfatos



Nota: Las líneas de trazos indican que se trata de etapas optativas

se obtienen productos de nitrofosfato con una relación N:P₂O₅ de 1:1 (en las calidades 20-20-0, 15-15-15 o 13-13-20). En este caso, por cada tonelada de nitrógeno producido como nitrofosfato, suele haber aproximadamente una tonelada de nitrógeno adicional en forma de Cal-nitro coproducto. La calidad del nitrofosfato producto depende de la medida en que se haya eliminado el calcio y de las impurezas que tenga la fosforita: para una relación 1:1, la calidad suele oscilar entre 20-20-0 y 23-23-0.

1. Eliminación del calcio por intercambio iónico

La empresa Superfos (Dinamarca) ha desarrollado un proceso de intercambio iónico para la eliminación del calcio [4]. La solución de ácido fosfórico-nitrato cálcico resultante de la ecuación 2 pasa por una resina cargada de potasio que absorbe el calcio y desprende el potasio. La resina se regenera con una solución de cloruro potásico, descargado el cloruro cálcico a los conductos de eliminación de desperdicios. La figura 2 es un diagrama simplificado de este proceso.

La reacción neta es la siguiente:

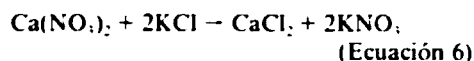
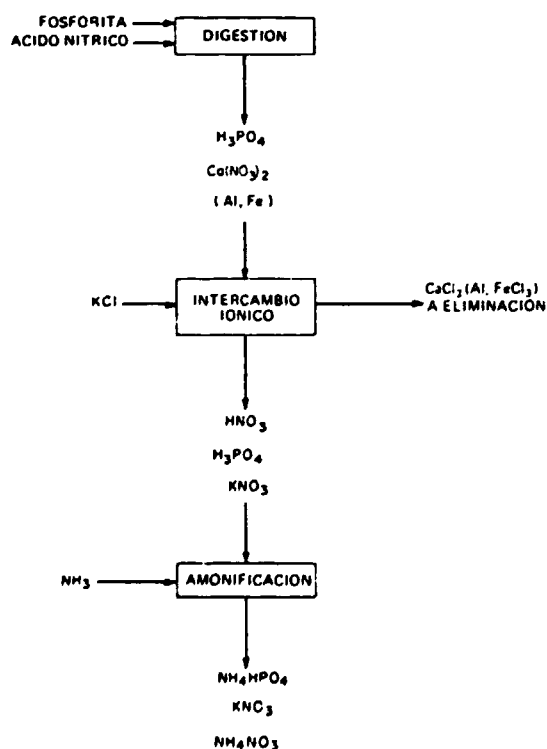


Figura 2. Proceso Superfos para la producción de nitrofosfatos por intercambio iónico, utilizado en Dinamarca



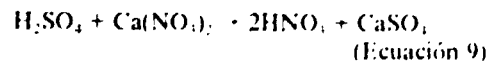
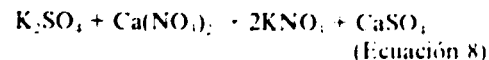
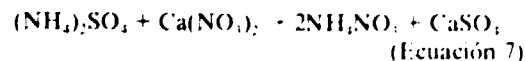
Si la fosforita contiene impurezas catiónicas que no sean el calcio —tales como el hierro y el aluminio— estos elementos pueden eliminarse también mediante el proceso de intercambio iónico. Después del intercambio iónico, la solución, que contiene ácido fosfórico, nitrato potásico, algún ácido nítrico en exceso, y quizá algún nitrato cálcico residual, se amonifica, se seca y se granula. Se producen calidades que oscilan entre el 21-9-12 y el 17-17-17.

Al salir del intercambiador de iones, la solución tiene una relación K₂O:P₂O₅ en peso, cercana a 1,8:1,0. Si se desea obtener en el producto final relaciones más bajas, lo corriente es añadir, antes de la amonificación, ácido fosfórico de otra planta. Otra posibilidad, actualmente en estudio, es la de eliminar parte del nitrato potásico enfriando la solución para que cristalice el KNO₃, que puede venderse como producto aparte.

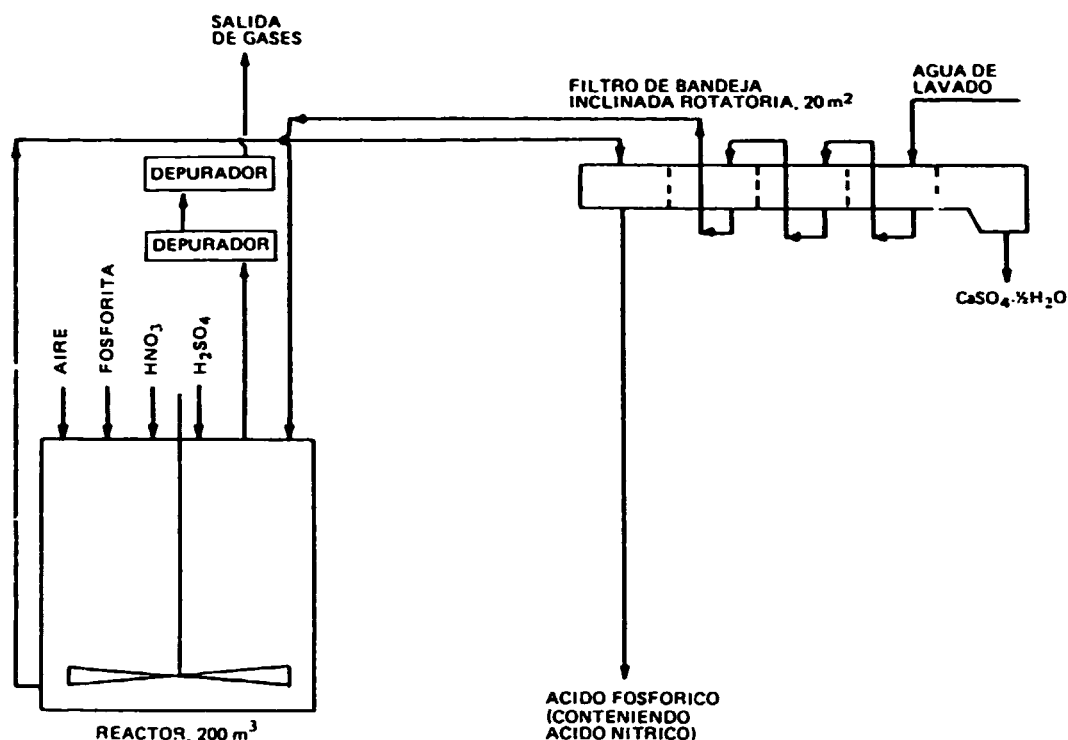
Una ventaja del proceso es que se producen fertilizantes con poco cloro (menos del 0,6%), que resultan agrónomicamente interesantes para ciertos cultivos y suelos. Otra posible ventaja es que se pueden usar fosforitas ricas en hierro y aluminio, e incluso menas de fosfato aluminico. Esta posibilidad se encuentra actualmente en estudio.

2. Eliminación del calcio por adición de sulfato

La solución obtenida por reacción del ácido nítrico con la fosforita (ecuación 2) puede tratarse mediante la adición de un sulfato soluble para precipitar una parte o casi todo el calcio como sulfato cálcico (yeso o hemihidrato). En procesos comerciales se han utilizado sulfato amónico, sulfato potásico, y ácido sulfúrico. Experimentalmente, se ha utilizado langbeinita (K₂SO₄ · 2MgSO₄). El sulfato cálcico puede separarse por filtración o dejarse en el producto. En la mayoría de las plantas, el sulfato cálcico se elimina para obtener un producto de mayor calidad. Las reacciones químicas son las siguientes:

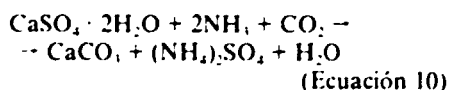


Por lo menos en dos plantas se utiliza una solución de sulfato amónico obtenida como subproducto de la producción de caprolactama. Se sabe que hay otras dos plantas que utilizan sulfato potásico. En el proceso Veba al ácido fosfórico (figura 3), se hace que la fosforita reaccione con una mezcla de los ácidos sulfúrico y nítrico en condiciones tales que se forma sulfato cálcico en

Figura 3. Proceso Veba para la obtención de ácido fosfórico (200 tpd de P₂O₅)

forma de hemihidrato, que se elimina por filtración [5]. En este proceso, se puede sustituir parte del ácido sulfúrico con sulfato amónico.

Cuando se utiliza sulfato amónico para precipitar el calcio como yeso, éste puede tratarse con amoníaco y dióxido de carbono para regenerar el sulfato amónico que se recicla y convertir el calcio en carbonato cálcico:



Esta es la base del "proceso de reciclamiento del sulfato" desarrollado por la TVA en escala de planta piloto [6]. Una desventaja de este proceso es que la relación N:P₂O₅ del producto ha de quedar fijada en aproximadamente 2:1 (28-14-0). Sin embargo, experimentalmente se han desarrollado varios métodos para separar el nitrato amónico del fosfato amónico por cristalización del nitrato amónico, fosfato monoamónico, o fosfato triamónico en diversas fases del proceso [7, 8, 9]. La separación completa (99%) del fosfato respecto del nitrato sólo se obtuvo por el método del sulfato triamónico. Se precipitaron cristales de fosfato triamónico por amonificación de la solución hasta un pH situado en el campo del 9-10. Los cristales se separaron de la solución

de nitrato amónico por filtración y lavado con agua que contenía amoníaco. Calentando el fosfato triamónico se lo convierte en fosfato diamónico y amoníaco, que se recicla.

El empleo del sulfato potásico para la precipitación del calcio tiene la desventaja de que la relación K₂O:P₂O₅ del producto sólo puede variar dentro de límites estrechos y únicamente haciendo variar el porcentaje de calcio precipitado. Para precipitar el 90% o más del calcio, puede requerirse una relación de pesos del K₂O:P₂O₅ de 2 o más, relación que rara vez resulta óptima para los fertilizantes compuestos. Como el potasio está presente como KNO₃ (véase la ecuación 8), la mayor parte del mismo puede separarse por cristalización enfriando la solución. La venta por separado del nitrato potásico podría ser remuneradora, pero la demanda es relativamente pequeña.

C. Adición de ácido fosfórico o de fosfato soluble

En lugar de eliminar el calcio, otra manera de ajustar la relación CaO:P₂O₅ dándole el nivel deseado es añadir ácido fosfórico o un fosfato soluble, como el fosfato amónico. Esta es la base del proceso llamado "fosfonitrato" o de "mezcla

de ácidos". Varias firmas han desarrollado o utilizado los procesos con mezcla de ácidos. Después de ajustar la relación $\text{CaO}:\text{P}_2\text{O}_5$, la solución se amonifica como se indica en las ecuaciones 3 ó 4. Han desarrollado y utilizado procesos con mezcla de ácidos las empresas Kemira Oy (Finlandia), PEC (Société Potasse et Engrais Chimiques) (Francia), TVA (Estados Unidos), y FCI (India). En el proceso de la FCI se utilizaba para ese ajuste DAP en lugar de ácido fosfórico.

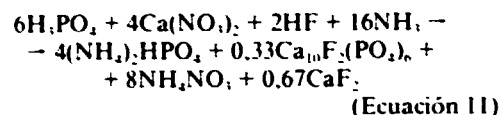
Las ventajas de los procesos con mezcla de ácidos son las siguientes:

1. El proceso es relativamente sencillo.
2. No hay coproducto.
3. La relación en peso $\text{N}:\text{P}_2\text{O}_5$ puede hacerse variar dentro del campo 1:2 a 2:1.

La desventaja principal es que se requiere ácido fosfórico (o fosfato amónico) y que, por consiguiente, parte de la ventaja que tienen los procesos de fosfato nítrico —es decir, la de eliminar la necesidad de ácido sulfúrico que de otro modo se requiere para fabricar ácido fosfórico— se pierde. De todos modos, el proceso con mezcla de ácidos puede ser una buena elección para las plantas pequeñas que utilicen ácido fosfórico importado o amoníaco importado o que estén asociadas a una planta de amoníaco.

La proporción del P_2O_5 del producto que se obtiene del ácido fosfórico guarda relación con la hidrosolubilidad del P_2O_5 contenido en el producto final. En el cuadro 1 puede apreciarse esta relación, conforme a las determinaciones experimentales de la TVA [10]. Para obtener un producto en el que el 40% del P_2O_5 sea hidrosoluble, por ejemplo, se obtiene el 62% del P_2O_5 del ácido fosfórico y el 38% directamente de la fosforita. Estas proporciones varían ligeramente según la composición de la fosforita y del ácido y según la importancia de la amonificación. El P_2O_5 insoluble en agua es soluble en citrato amónico neutro y consiste principalmente en fosfato dicálcico. En ciertas condiciones de amonificación,

parte del fosfato puede precipitarse como apatito citrosoluble, según puede verse a continuación en la ecuación 11 [11]:



El efecto de este tipo de reacción es elevar la proporción de P_2O_5 hidrosoluble con una relación $\text{Ca}:\text{P}$ dada a cambio de convertir el P_2O_5 no hidrosoluble en apatito, que, si bien es citrosoluble, es probablemente menos reactivo en el suelo que el fosfato dicálcico.

Hay una variante del proceso de mezcla de ácidos de la PEC en el que se precipita el fosfato dicálcico como dihidrato, $\text{CaHPO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$, por enfriamiento durante la amonificación. Se asegura que el dihidrato es más eficaz, desde el punto de vista agronómico, que el fosfato dicálcico anhidro. Sin embargo, el dihidrato es inestable a las temperaturas propias de los climas cálidos y pasa de nuevo a la forma anhidra, desprendiendo el agua de cristalización, lo que redundaría en detrimento de las propiedades físicas del producto.

D. Tecnología de los procesos de nitrofosfato

1. Selección de la fosforita

En general, la reactividad de la fosforita no es problema; incluso los apatitos ígneos se disuelven fácilmente en ácido nítrico. No es preciso moler la roca hasta un punto muy fino, pues basta con que el material no llegue al milímetro. En general, se requiere una molienda suficiente para impedir la sedimentación rápida en las cubas de reacción sujetas a agitación. Cabe utilizar fosforita alta en sílice si el equipo está proyectado con ese fin. Según la cantidad de sílice, se puede utilizar una "trampa de arena", un filtro o cualquier otro medio para separar los materiales

CUADRO 1. RELACION ENTRE LA HIDROSOLUBILIDAD DEL P_2O_5 , LAS NECESIDADES DE AZUFRE Y LA CALIDAD DEL PRODUCTO EN EL PROCESO DE NITROFOSFATO CON MEZCLA DE ACIDOS DE LA TVA

Hidrosolubilidad del P_2O_5 del producto / % del P_2O_5 total	Toneladas de S requeridas / toneladas de P_2O_5 del producto	Proporción del P_2O_5 del producto procedente del H_3PO_4 %	Máxima calidad posible del producto (%)
94 ^a	0,94	100	25-25-0
50	0,55	69	21-21-0
40	0,58	62	20-20-0
30	0,53	56	20-20-0
25	0,51	54	20-20-0
20	0,35	38	19-19-0

^a Todo el fosfato amónico

insolubles en el ácido. Las partículas bastas de sílice pueden ser muy abrasivas para las bombas y las tuberías, hecho que debe tenerse en cuenta al proyectar la planta.

Conviene que la relación $\text{CaO}:\text{P}_2\text{O}_5$ de la fosforita sea tan baja como sea económicamente posible, ya que un aumento de esa relación eleva la cantidad de calcio que hay que eliminar o contrarrestar (en los procesos de mezcla de ácidos). Si bien la presencia de calcio adicional requiere ácido nítrico adicional, ello no entraña necesariamente una desventaja económica directa, ya que el nitrato se convierte luego en nitrato amónico bien sea en el nitrofosfato producto o como coproducto.

Los carbonatos de la fosforita causan espumación, a lo cual suele hacerse frente mediante desespumadores mecánicos. De todos modos, en el caso de alguna de las fosforitas la formación de espumas puede plantear un problema grave.

La presencia de materias orgánicas en los procesos de fosfato nítrico es indeseable; estas materias reaccionan con el ácido nítrico y ocasionan pérdida de nitrógeno como NO_2 u otros óxidos de nitrógeno y originan un grave problema de control de la contaminación.

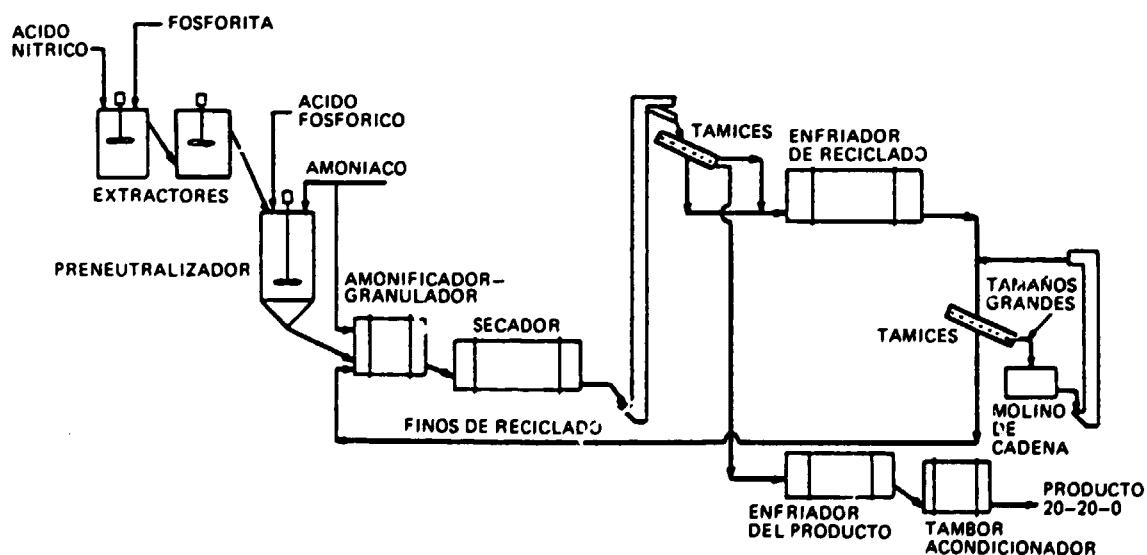
Los óxidos de hierro y de aluminio no plantean ningún problema especial dentro del campo de concentraciones en que se encuentran en las fosforitas comerciales; estos óxidos suelen disolverse en el ácido nítrico y se reprecipitan durante la amonificación como fosfatos citrosolubles. La TVA ha utilizado, en un proceso de nitrofosfato especial [12], fosfato de Florida de la

"zona lixiviada" que contiene un elevado porcentaje de minerales de fosfato aluminico. El proceso funcionó durante varios años, a escala de demostración, con resultados técnicamente satisfactorios.

2. Extracción

La figura 4 es un diagrama del proceso aplicado en la instalación de demostración de la TVA [10]. La fase de extracción se efectuaba en dos cubas de reacción provistas de agitadores y dispuestas en serie, con un tiempo total de retención de una hora, aproximadamente. La fosforita —concentrados de flotación de roca de Florida— se utilizaba en el estado que se recibía, sin triturarla, molerla ni tamizarla. La concentración del ácido nítrico era de 60-65% de HNO_3 , por lo general del 65% aproximadamente. Los tanques de extracción se habían construido con acero inoxidable del tipo 316, pero, a juzgar por los ensayos que se efectuaron, el acero 304 (que es menos costoso) era igualmente adecuado. La temperatura en la etapa de extracción era de unos 85°C cuando se producía la calidad 20-20-0. La formación de espuma se regulaba por medio de cortaespumas mecánicos y por agitación. Los gases que se desprendían de la espuma de extracción se evacuaban por medio de un separador. Las pérdidas de óxido de nitrógeno, aun siendo pequeñas, eran probablemente lo bastante elevadas para infringir las normas sobre la contaminación atmosférica que rigen en la actualidad.

Figura 4. Diagrama del proceso de nitrofosfato con mezcla de ácidos de la TVA



3. Eliminación del nitrato cálcico

En los procesos en que se elimina el nitrato cálcico, lo corriente es enfriar la solución por etapas, lo bastante despacio para que se formen cristales de nitrato de calcio grandes que puedan separarse fácilmente por centrifugación o filtración. El enfriamiento puede ser discontinuo o continuo. En la primera etapa se suele utilizar agua de las fuentes disponibles, tales como corrientes de agua, lagos o el mar. Si escasea el agua, quizá haya que reutilizarla recurriendo a torres de enfriamiento; en los climas cálidos, el agua de enfriamiento puede someterse a enfriamiento brusco; la vaporización del amoníaco utilizado en otras etapas del proceso puede suministrar los elementos de refrigeración necesarios. Enfriando hasta 15°C se suele eliminar el suficiente nitrato de calcio para que la hidrosolubilidad del P_2O_5 en el producto final sea aproximadamente del 40%, según cuáles sean la relación $CaO:P_2O_5$ de la fosforita, la concentración del ácido nítrico, y otros factores. Si se desea una eliminación más completa del nitrato cálcico, puede utilizarse el enfriamiento con salmuera refrigerada.

Si en la etapa de enfriamiento se utilizan superficies intercambiadoras de calor, es probable que queden revestidas de cristales de nitrato cálcico, lo que lentifica la transferencia de calor. Una forma de hacer frente a este problema es aplicar un ciclo de temperaturas tal que ese revestimiento se redisuelva en cada ciclo.

En un proceso desarrollado en Checoslovaquia, el enfriamiento se obtiene por contacto directo del refrigerante con la solución del proceso [13]. El refrigerante es un líquido volátil que se inyecta en la solución y que enfría por la absorción de calor que su evaporación requiere. El refrigerante en forma de vapor que se desprende del líquido se recoge, se enfría y se comprime para licuarlo de nuevo y volverlo a utilizar. Se han mencionado como refrigerantes adecuados el butano, el propano y el dióxido de carbono. Otra posibilidad es la de utilizar un refrigerante superenfriado no volátil, con un hidrocarburo ligero, que se utiliza como enfriador y se separa de la solución por decantación.

En el proceso desarrollado en Checoslovaquia se utiliza un hidrocarburo líquido ligero inmiscible, llamado "white spirit", que se superenfria por refrigeración, se inyecta en el licor de nitrofosfato y se retira luego de la parte superior de la cuba para que circule de nuevo por el enfriador. El proceso se desarrolló para emplear apatito de Kola; si se utiliza fosforita que contenga materia orgánica, hay que calcinarla para que resulte adecuada como materia prima.

Los cristales de nitrato cálcico se separan de la solución por centrifugación o por filtración

utilizando un filtro especial con un medio filtrante de acero inoxidable. Los cristales se lavan en el filtro o en la centrifugadora con ácido nítrico, y la solución de lavado regresa a la etapa de extracción.

4. Amonificación

Cuando se ha ajustado al nivel deseado la relación $CaO:P_2O_5$, mediante eliminación del nitrato cálcico, precipitación del sulfato o adición de ácido fosfórico, la etapa siguiente es la amonificación. Hay dos métodos que se usan mucho. El desarrollado por la TVA entraña la amonificación en dos etapas, primero en un preneutralizador y luego en un amonificador-granulador. El otro método consiste en efectuar la amonificación en una serie de cubas de reacción provista de agitadores.

Cuando toda la amonificación se efectúa en la fase líquida, ha de realizarse con sumo cuidado para impedir que se forme apatito en forma no citrosoluble. Los mejores resultados se obtienen si se aplican por lo menos cuatro etapas. En los estudios efectuados por la TVA en planta piloto, el empleo de una amonificación en cuatro etapas hasta un pH final de 4,5 se tradujo en la obtención de productos con una citrosolubilidad del 98% o más [14]. La distribución del porcentaje de amoníaco entre las etapas primera, segunda, tercera y cuarta fue, respectivamente, del 57, el 26, el 13 y el 4%. En el proceso de la PEC de amonificación multietapa, se añade una pequeña cantidad de sulfato magnésico que actúa como estabilizador e impide la formación de compuestos no citrosolubles.

En el proceso de la TVA, aproximadamente el 85% del amoníaco se añadía en el preneutralizador (pH de 1,8) [10]. La temperatura alcanzaba el punto de ebullición (unos 150°C), y aproximadamente la mitad del agua se evaporaba. Se requería disponer de mucho espacio por encima del nivel del líquido para controlar la formación de espuma.

En la mayoría de los demás procesos de nitrofosfato, el calor de la amonificación se utiliza para evaporar el agua como en el proceso de la TVA. Sin embargo, en una de las variantes del proceso de la PEC, la lechada se enfría durante la amonificación, y esto impide la evaporación.

5. Procesos de acabado

La lechada final resultante tras la amonificación se granula, con o sin adición de sales potásicas, por diversos métodos, inclusive la granulación en un granulador de artesa o mezclador de ceramista y la granulación y secado en un

Sphero-dizer; la amonificación y granulación en un tambor rotatorio; y la evaporación, hasta obtener una masa fundida, seguida de granulación en perdigones. Estos métodos de granulación se describen con más detalle al tratar de la granulación de los fertilizantes compuestos, en el capítulo XIX. En los procesos de nitrofosfato que entrañan la eliminación de calcio, es frecuente que la lechada tenga un elevado contenido en agua debido a la introducción del agua de lavado. En este caso, parte del agua (o toda ella) puede evaporarse en evaporadores calentados por vapor antes de la granulación.

6. Algunos otros procesos de nitrofosfato

Existe un proceso conocido con el nombre de "proceso carbonitrítico" que se ha utilizado en escala comercial pero del que no se sabe que se esté utilizando actualmente. Consiste en las cuatro etapas siguientes:

1. Disolución de la fosforita en ácido nítrico.
2. Amonificación de la solución resultante de la primera etapa para precipitar esencialmente todo el P_2O_5 como fosfato dicálcico, dejando el resto del calcio de la solución como nitrato cálcico.
3. Adición de amoníaco y de dióxido de carbono para convertir el nitrato cálcico en nitrato amónico y carbonato cálcico.
4. Granulación y secado.

El producto final es una mezcla de fosfato dicálcico, nitrato amónico y carbonato cálcico. La calidad es aproximadamente 16-14-0. Todo el P_2O_5 es insoluble en agua, pero casi todo él es citrosoluble. El producto no es muy estimado, debido a su concentración relativamente baja y resultados agronómicos en general deficientes.

La TVA hizo un estudio experimental de una variante propuesta para este proceso carbonitrítico. En este estudio, la lechada resultante de la segunda etapa se filtraba para producir fosfato dicálcico como producto aparte; y la solución restante se trataba como en la tercera etapa para separar la solución de nitrato amónico del carbonato cálcico.

En una variación propuesta al proceso Odda, se descomponían los cristales de nitrato cálcico, aplicando calor, para formar óxido cálcico y ácido nítrico que se reciclaban. Una de las dificultades era que la recuperación del ácido nítrico era incompleta, porque se formaban óxidos de nitrógeno.

Según se indica en la ecuación 2, la disolución de fosforita en ácido nítrico da una solución que contiene principalmente ácido fosfórico y

nitrato cálcico. Se han efectuado diversos estudios sobre la posibilidad de separar el ácido fosfórico por extracción con disolvente. Por lo menos dos procesos se han desarrollado experimentalmente que eran, al parecer, técnicamente factibles. En un proceso desarrollado en Finlandia, el disolvente era alcohol amílico terciario [15]. La adición de amoníaco produjo una lechada acuosa que contenía cristales de fosfato amónico y de nitrato amónico en su solución saturada, que se separaba del disolvente. La calidad del producto era 26-26-0. La solución restante después de la extracción con disolvente contenía esencialmente todo el nitrato cálcico; se convertía en nitrato amónico conforme a la ecuación 4. Aunque se anunciaron planes para la construcción de instalaciones a escala normal, parece ser que fueron anulados.

También se han desarrollado algunos otros procesos que proporcionan una separación virtualmente completa del ácido fosfórico con relación tanto al calcio como al nitrato, pero no se sabe que ninguno de estos procesos se haya aplicado comercialmente.

Se han producido comercialmente y vendido en los Estados Unidos, y quizá en otros países, fertilizantes consistentes en lechadas de nitrofosfatos. En este proceso, la fosforita se disuelve en ácido nítrico, y la solución se amonifica hasta un pH de 4, aproximadamente. La lechada resultante, que contiene fosfato dicálcico, nitrato cálcico y nitrato amónico, se vende sin más tratamiento.

E. Evaluación económica de los procesos de nitrofosfato

La evaluación económica de los procesos de nitrofosfato es difícil y compleja, ya que es necesario elegir para la comparación algún otro método de obtener cantidades equivalentes de fertilizantes fosfatados y de nitrógeno. A veces, se pueden eliminar de entrada los procesos al nitrofosfato porque no satisfacen las necesidades del mercado en la zona de que se trate. Por consiguiente, en toda evaluación económica se ha de suponer que existen en el mercado de la zona ciertas condiciones previas que justifican efectuar una comparación económica. Estas condiciones previas son las siguientes:

1. La relación general, en peso, N:P₂O₅, en los nitrofosfatos y coproductos es aproximadamente de 2:1 (en los procesos con eliminación de nitrato cálcico). Como la tendencia general en todo el mundo y en muchos países se orienta hacia este campo, esta condición previa puede ser aceptable con frecuencia (si bien no lo es siempre).

2. El contenido en nitrógeno tanto del producto como del coproducto aparecerá principalmente en forma de nitrato amónico (o, si se prefiere, de nitrato cálcico). Por consiguiente, es condición previa que esta forma de nitrógeno resulte aceptable. Por lo general, se considera que el nitrato amónico es tan eficaz como otros fertilizantes nitrogenados, e incluso preferible a veces a la urea, con la importante excepción de su uso para el cultivo en arrozales anegados.
3. Las relaciones de N:P₂O₅ en el fertilizante compuesto suelen estar comprendidas en el campo 0.75:1.0-3:1. Este campo debe ser adecuado para el mercado de la zona.
4. Parte del P₂O₅ aparecerá en forma no hidrosoluble (fosfato dicálcico). Sin embargo, existen procesos de nitrofosfato con los que se logra hasta un 75 o un 80% de hidrosolubilidad del P₂O₅, y la mayoría de los expertos en agronomía convienen en que esos productos son adecuados para todos los suelos y cultivos. Se puede aceptar una hidrosolubilidad más baja en el caso de los suelos ácidos.

Ewell ha comparado el proceso de nitrofosfato con cristalización del nitrato cálcico y el proceso con reciclados de sulfato para la producción de fertilizante 28-14-0 con la producción de fertilizante de esa misma calidad por la ruta del azufre - ácido sulfúrico - ácido fosfórico - fosfato amónico - nitrato amónico [16]. Llegó a la conclusión de que los gastos de inversión de capital son aproximadamente iguales, y de que los costos de producción serían inferiores para la ruta del nitrofosfato siempre que el costo del azufre no bajase de los \$10/t.

Slack y sus colaboradores compararon el costo de producir nitrofosfato 20-20-0 con otros productos de nitrofosfato en 1967: en el proceso Odda, el nitrato amónico subproducto en suspensión contaba como ingreso, computado al costo estimado de producirlo directamente a partir de ácido nítrico y amoníaco [17]. Se supuso que el costo del azufre sería de 26 dólares por tonelada corta (\$28,67/t) para el producto servido. A continuación se recogen, en una tabla, los resultados de esta comparación.

Proceso	Nitrofosfato (Odda)	Nitrofosfato (mezcla de ácidos)	Mezcla de nitrato y fosfato amónico	Fosfato amónico - urea
Calidad	20-20-0	20-20-0	26-26-0	29-29-0
Inversión de capital, en millones de \$ F.E.U.	12,53	10,08	9,09	13,82
Precio a granel ^a				
20 \$/libra de N + P ₂ O ₅	1,325	1,409	1,400	1,407
\$/kg de N + P ₂ O ₅	0,149	0,155	0,154	0,155

^aEl precio comprende un 20% de rendimiento de la inversión.

Los autores señalaban que el proceso Odda proporcionaba clara ventaja de precio por unidad de nutriente para la planta, en referencia con el precio de fábrica, pero que el fertilizante de urea-fosfato amónico pudiera ser el de precio más bajo para el producto servido, según cuáles fuesen los costos de transporte y el precio del azufre.

Hignett comparó la producción de nitrofosfato de alto índice de hidrosolubilidad del P₂O₅, por el proceso Odda con la producción de una cantidad equivalente de N y de P₂O₅ en forma de DAP y urea en las siguientes condiciones [18]:

	Nitrofosfato	NFT + Urea
Calidad del producto	23-23-0	18-46-0
Capacidad de producción, en tpd	1 000	500
Calidad del producto	26-0-0 (Cal-nitro)	46-0-0 (Urea)
Capacidad de producción del coproducto, en tpd	950	841
Producción total de N, tpd	477	477
Producción total de P ₂ O ₅ , tpd	230	230
Costo del amoníaco \$/t	200	200
Costo del azufre, \$/t	—	60

Se dan a continuación los costos estimados, en fábrica, basándose en datos correspondientes a principios de 1975 y ubicación en los Estados Unidos:

COSTO DE LA INSTALACION DE PRODUCCION DIRECTA, EN MILLONES DE \$ F.E.U.

	Nitrofosfato	Urea + DAP
Acido nítrico	10,0	8,0
Unidad de ácido sulfúrico		
Unidad de ácido fosfórico	13,9	9,3
Unidad de Cal-nitro	2,7	3,9
Almacenamiento	5,8	14,5
		3,8
Total	32,4	39,5

Debe señalarse que en todos los casos se supuso que las unidades de producción formaban parte de un complejo que contenía una fábrica de amoníaco y diversas instalaciones auxiliares; por consiguiente, el costo total del complejo sería muy superior a los totales indicados más arriba. Además, los costos actuales (1978) serían más altos, debido a la inflación. Por consiguiente, la

diferencia en cuanto a costo de capital podría ser un porcentaje relativamente pequeño del total.

Utilizando las estimaciones y procedimientos de estimación facilitados en otros capítulos de este manual, y añadiendo un 21% al costo estimado de las unidades de nitrofosfato para actualizarlas de 1975 a 1978, se obtienen, para ubicación en un país desarrollado, los costos de inversión siguientes:

VIA DEL ACIDO SULFURICO

Concepto	Costo, en millones de dólares
Acido sulfúrico, 656 tpd (H ₂ SO ₄)	6,7
Acido fosfórico, 230 tpd (P ₂ O ₅)	9,2
DAP, 500 tpd (18-46-0)	5,1
Urea, 841 tpd (46-0-0)	17,0
Total, instalación de producción directa	38,0
Total, de la planta (instalación de producción directa × 1,5)	57,0
Instalaciones de almacenamiento	3,8
Total	60,8

VIA DEL NITROFOSFATO (hidrosolubilidad del 80% del P₂O₅)

Concepto	Costo, en millones de dólares
Acido nítrico, 1 000 tpd (HNO ₃)	14,5
Nitrofosfato, 1 000 tpd (23-23-0)	20,1
Cal-nitro, 950 tpd (26-0-0)	—
Total, instalación de producción directa	34,6
Total, de la planta (instalación de producción directa × 1,5)	51,9
Instalaciones de almacenamiento	5,8
Total	57,7

VIA DEL NITROFOSFATO (30-40% de P₂O₅, hidrosoluble)

Concepto	Costo, en millones de dólares
Acido nítrico, 1 000 tpd (HNO ₃)	14,5
Nitrofosfato, 1 000 tpd (20-20-0)	16,0
Cal-nitro, 715 tpd (26-0-0)	—
Total, instalación de producción directa	30,5
Total, de la planta (instalación de producción directa × 1,5)	45,8
Instalaciones de almacenamiento	5,6
Total	51,4

Así pues, la vía del nitrofosfato requiere una inversión ligeramente inferior a la que exige la vía del ácido sulfúrico para un porcentaje de P₂O₅ hidrosoluble de 80%; para el nitrofosfato con un 30-40% de hidrosolubilidad, la inversión necesaria es considerablemente inferior. Ahora bien, cuando se produce nitrofosfato con menor hidrosolubilidad, se produce menos Cal-nitro coproducto. Así pues, la producción total de nutrientes para la planta es menor. Por esta razón, la estimación para instalaciones de producción con producto de

30-40% de hidrosolubilidad no es exactamente comparable con las otras dos estimaciones.

En las condiciones supuestas en las estimaciones de 1975, los costos de producción y los de fábrica (producto ensacado), con un 20% de rendimiento de inversión, eran los siguientes:

	\$ toneladas de N - P ₂ O ₅	
	Nitrofosfato - Cal-nitro	Urea - DAP
Costo de producción	325	337
Precio de fábrica	365	393

Los resultados de esta estimación, al igual que en el caso de las dos precedentes, muestran una pequeña ventaja en costos para el proceso de nitrofosfatos en comparación con la vía del ácido sulfúrico, ventaja que puede ser contrarrestada por la mayor cuantía de los costos de transporte, ya que los productos son menos concentrados. Por consiguiente, es posible que los factores decisivos no sean los de costos. Por ejemplo, en los países que no tienen azufre o ácido sulfúrico, la economía de divisas puede ser un factor importante. Además, el suministro de azufre está sujeto a interrupciones frecuentes que han limitado la producción de fertilizantes; esto es otro factor que pudiera favorecer a los procesos por nitrofosfato en los países que han de importar el azufre.

El proceso de mezcla de ácidos (fosfonitríco) resulta especialmente adecuado para las fábricas satélites relativamente pequeñas en las que hay que importar el amoníaco, el ácido fosfórico o ambos productos. Davis y sus colaboradores han discutido la economía del proceso de mezcla de ácidos en comparación con la del proceso con mezcla de nitrato y fosfato amónicos [10]. En las condiciones supuestas en la estimación, un producto de nitrofosfato 20-20-0 (con un 50% de hidrosolubilidad) tendría un costo más ventajoso que el de un producto de nitrato y fosfato amónicos, 25-25-0, por unidad de nutriente asimilable por las plantas, cuando el costo del azufre fuese superior a unos \$35/t. La ventaja de costos aumenta utilizando menos ácido fosfórico (rebañando la solubilidad en agua del P₂O₅) o si sube el precio del azufre.

Para orientar la elección entre distintos procesos hay que contar con estimaciones detalladas correspondientes a condiciones concretas. Cabe indicar que los procesos de nitrofosfatos son especialmente populares y tienen especial aceptación en varios países europeos en los que se dan las condiciones siguientes:

1. Se puede comercializar gran volumen de fertilizante en una zona de mercado reducida; por consiguiente, la gran concentración en nutrientes no es un factor de importancia vital.

2. Se suele preferir el nitrato amónico como fuente de nitrógeno.
3. No se considera necesario un gran porcentaje de hidrosolubilidad del P₂O₅.
4. Faltan o escasean las materias primas autóctonas para la producción de ácido sulfúrico.
5. Se prefieren los fertilizantes compuestos a los materiales sin mezcla.

Para ayudar a quienes deseen efectuar un estudio grosero de viabilidad, se sugieren los siguientes requisitos de proceso para el proceso

de nitrofosfato tipo Odda como típicos para una escala de 230 toneladas de P₂O₅ por día. Se muestran dos opciones: la fabricación de un producto de nitrofosfato con gran porcentaje de P₂O₅ hidrosoluble (80% o más) o la de un producto con menor porcentaje de P₂O₅ hidrosoluble (30-40%). La última opción es más económica (se requiere menos vapor y energía eléctrica) y sería preferible cuando no fuese esencial el contar con un porcentaje elevado de P₂O₅ hidrosoluble. El producto aparece como Cal-nitro (26-0-0), pero podría producirse, sin costo extra, nitrato amónico sin mezcla.

NECESIDADES POR TONELADA DE NITROFOSFATO Y COPRODUCTO ACOMPAÑANTE

	1 tonelada de 23-23-0 ^a y 0,95 toneladas de Cal-nitro (26-0-0)	1 tonelada de 26-0-0 ^b y 0,75 toneladas de Cal-nitro (26-0-0)
Fosforita (con 33% de P ₂ O ₅), toneladas	0,719	0,624
Acido nítrico (base 100%), toneladas	1,069	0,838
Amoniaco, toneladas	0,333	0,235
Dióxido de carbono ^c , toneladas	0,280	0,143
Carbonato cálcico ^d , toneladas	0,276	0,160
Mano de obra, horas-hombre ^e	0,407	0,35
Energía eléctrica, kWh	210	80
Vapor, toneladas	1,66	1,22
Agua de refrigeración ^f , toneladas	79	68
Fuel oil, kg	7,3	7,3

^a80% de hidrosolubilidad del P₂O₅ (la calidad real puede oscilar entre 23-23-0 y 22-22-0, según las impurezas de la fosforita)

^b30% de hidrosolubilidad del P₂O₅.

^cSuele obtenerse de una planta de amoniaco

^dSubproducto del proceso

^eMano de obra de producción, y su supervisión.

^fA base de ciclo único.

Referencias

1. Tennessee Valley Authority. 1974. *World Fertilizer Market Review and Outlook*. TVA Bulletin Y-70, Muscle Shoals, Alabama 35660.
2. McKnight, D., J. F. Anderson, Jr., M. M. Striplin, Jr., and T. P. Hignett. 1953. "Superphosphate Manufacture: Partial Replacement of Sulfuric Acid with Nitric Acid", *Journal of Agricultural and Food Chemistry*, 1:162-166.
3. Steen, J. F. and S. G. Terjeren. 1971. "Norsk Hydro Nitrophosphate Process", Paper presented at Second Interregional Fertilizer Seminar, September 21 to October 1, Kiev, USSR.
4. Knudsen, K. 1977. "The Case for Chloride-Free Fertilizer Materials", in *Granular Fertilizers and Their Production*. British Sulphur Corporation, London, England.
5. Kurandt, D. 1976. "The VEBA Phosphoric Acid Process," Paper presented at ISMA Technical Conference, September 13-16, The Hague, Netherlands.
6. Meline, R. S., H. L. Faucett, C. H. Davis and A. R. Shirley, Jr. 1971. "Pilot Plant Development of the Sulfate Recycle Nitric Phosphate Process", *Journal of Industrial and Engineering Chemistry, Process Design Development*, 10:257-264.
7. McFarlin, R. F. and W. E. Brown. 1968. "Nitrophosphate Process-Nitric Acid Digestion", *Proceedings of the Fertilizer Industry Round Table*, p. 108-113.
8. Strezoff, S. and G. Dell. 1968. "Nitrophosphate—Chemico Process", *Proceedings of the Fertilizer Industry Round Table*, p. 90-100.
9. Livingston, O. W., G. M. Blouin and J. G. Getsinger. 1971. "Separation of Ammonium Phosphate from Ammonium Nitrate in Sulfate Recycle Nitric Phosphate Process", *Journal of Agricultural and Food Chemistry*, 19(5):822.
10. Davis, C. H., R. S. Meline and H. G. Graham. 1968. "TVA Mixed-Acid Nitric Phosphate Process", *Chemical Engineering Progress*, 64(5):75-82.

11. Ando, J. and J. R. Lehr. 1968. "Compounds in Nitric Phosphate". *Journal of Agricultural and Food Chemistry*. 16(3):391-398.
12. Hignett, T. P., M. R. Siegel, T. M. Kelso and R. S. Meline. 1957. "Phosphate Ore: Fertilizer from Leached-Zone Ore". *Journal of Agricultural and Food Chemistry*. 5(8):587-591.
13. "New Kaltenbach Process Including SCHZ Process Gives up to 95-98% P₂O₅ Water Solubility in NP/NPK Fertilizers." 1968. *Phosphorus and Potassium*. (33):26-28.
14. Houston, E. C., T. P. Hignett and R. Dunn. 1951. "Compound Fertilizers from Rock Phosphate, Nitric and Phosphoric Acids and Ammonia". *Industrial and Engineering Chemistry*. 43:2413-2418.
15. Lounama, N. and L. Niinimäki. 1971. "Typpi Oy's Solvent Extraction Process for Producing Compound Fertilizers". Paper presented at Second Interregional Fertilizer Seminar, September 21-October 1, Kiev, USSR.
16. Ewell, R. 1968. "Nitrophosphate Fertilizers—Economics". *Proceedings of the Fertilizer Industry Round Table*, p. 3.
17. Slack, A. V., G. M. Blouin and O. W. Livingston. 1967. "It's Time to Consider Nitric Phosphates Part III Economic Considerations". *Farm Chemicals*. 30(6):124.
18. Hignett, T. P. 1975. "Technical and Economic Comparison of Nitric and Sulfuric Acid Routes to Phosphate Fertilizer". Paper presented at ANDA/ISMA Seminar, April 22-24, São Paulo, Brazil.

XVI. Otros fertilizantes fosfatados

A. Superfosfato simple

El superfosfato simple (SFS), llamado también superfosfato normal u ordinario o fosfato ácido, viene siendo el principal fertilizante fosfatado desde hace más de un siglo, y aún en 1955 suponía más del 60% del fosfato mundial. Desde entonces ha perdido rápidamente importancia relativa; en 1975 supuso sólo el 20% del fosfato fertilizante del mundo no comunista (los datos correspondientes a algunos países comunistas están incompletos). Si bien el tonelaje producido no ha disminuido mucho, la mayoría de las nuevas instalaciones de producción de fertilizantes fosfatados se han construido con vistas a fabricar otros productos de mayor concentración. Con referencia al mundo entero, inclusive los países comunistas, la TVA ha estimado la producción de SFS de 1972 en 7,87 millones de toneladas de P_2O_5 , —un 35%, aproximadamente, de la producción de fertilizante de P_2O_5 ,— y daba para 1978, por proyección, la cifra de 7,4 millones de toneladas, que vendría a ser el 25% de la producción total de fertilizantes fosfatados [1]. Así pues, el SFS es aún un fertilizante fosfatado importante y probablemente seguirá siéndolo, aunque pierda importancia relativa.

El SFS ofrece las siguientes ventajas:

1. El proceso es sencillo, y no exige grandes aptitudes tecnológicas ni una cuantiosa inversión de capital.
2. Las economías de escala son pequeñas, por lo que pueden resultar económicas fábricas de escasa magnitud.
3. Como no es un proceso de gran intensidad de capital, el logro de un porcentaje elevado de utilización de la capacidad no ofrece ventajas decisivas; es más, muchas fábricas de SFS funcionan conforme a un régimen estacional predeterminado.
4. La eficacia del SFS como fertilizante es un hecho consagrado; es más, se utiliza como patrón con el que comparar la de otros fertilizantes fosfatados.
5. El SFS aporta dos elementos secundarios —azufre y calcio— que a veces escasean en el suelo.

A pesar de estas ventajas impresionantes, la desventaja que supone su escasa concentración —del 16 al 22% de P_2O_5 ,— y los altos costos de distribución consiguientes han hecho que disminuyera el interés por su producción, ya que el costo del producto entregado en la finca de labranza suele ser más alto, por unidad de P_2O_5 , que el del SFT o los fosfatos amónicos.

El SFS seguirá siendo preferible en diversas situaciones, a saber:

1. Cuando escaseen tanto el P_2O_5 como el azufre, el SFS puede ser la forma más económica de atender a estas necesidades. Así ocurre en gran parte de Australia y Nueva Zelandia, en algunas regiones de los Estados Unidos, y en el Brasil. Es posible que se identifiquen más regiones en las que escasea el azufre.
2. En los países de pequeña extensión o en las regiones remotas en que la demanda sea insuficiente para justificar una escala de producción económica de fertilizantes de fosfato concentrados y en los que la importación resulte costosa, el SFS puede ser el medio más económico de atender a esas necesidades locales.
3. En muchos casos, el SFS puede ser una forma atractiva de utilizar ácido sulfúrico subproducto que no pueda emplearse para producir productos más concentrados porque la calidad o la cantidad del ácido son inadecuadas. Igualmente, el SFS puede utilizar yacimientos de fosforita que sean demasiado pequeños para justificar una planta de producción más costosa.

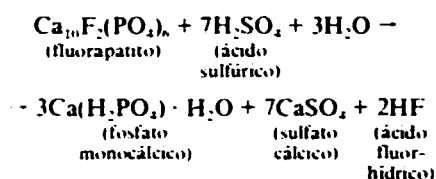
1. Idoneidad de la fosforita

Como la calidad del SFS producto depende de la concentración de la fosforita, conviene disponer de roca de concentración elevada. También es importante la reactividad; las rocas poco reactivas han de molerse más fino. Es sumamente difícil producir SFS a partir de algunos apatitos igneos. Los compuestos de hierro y de aluminio se pueden tolerar hasta cierto punto, aunque reducen la hidrosolubilidad del P_2O_5 . La sílice tiene como único efecto perjudicial el de reducir la

concentración. Un aumento de la relación $\text{CaO}:\text{P}_2\text{O}_5$ eleva el consumo de ácido sulfúrico por unidad de P_2O_5 y reduce la concentración. Pueden utilizarse sin grandes problemas fosforitas con alto contenido de cloro (hasta 0,5% de Cl y quizá aún más), ya que la corrosión no es problema grave en la producción de SFS.

2. Química del SFS

La principal reacción química que se opera cuando se mezcla fosforita finamente moída con ácido sulfúrico en la fabricación del SFS puede representarse por la ecuación siguiente:



Se estima, en general, que la reacción se opera en dos etapas: *a*) el ácido sulfúrico reacciona con parte de la fosforita, formando ácido fosfórico y sulfato cálcico y *b*) el ácido fosfórico formado en la primera etapa reacciona con más fosforita, formando fosfato monocálcico. Las dos reacciones tienen lugar a la vez, pero la primera etapa se completa rápidamente mientras que la segunda continúa durante varios días o semanas.

El sulfato cálcico aparece principalmente en forma anhidra. El fluoruro de hidrógeno reacciona con la sílice de la mayoría de las rocas y parte del mismo se volatiliza, usualmente en forma de SiF_4 . El resto puede formar fluosilicatos u otros compuestos en el SFS. Normalmente, el 25% o más de flúor se volatiliza y ha de recuperarse para impedir la contaminación atmosférica. En algunos casos, se pueden recuperar compuestos de flúor que pueden venderse, pero es más corriente que al licor salido del depurador

haya de dársele salida en un estanque neutralizándolo con cal o con caliza.

El "superfosfato de Kotka" es una mezcla de superfosfato y fosforita. Toma su nombre de la ciudad de Kotka (Finlandia), que es donde se produjo por primera vez. Tiene las ventajas de que apenas requiere curado y de que su contenido en ácidos libres es bajo. Su eficacia suele ser igual a la de cantidades equivalentes de superfosfato plenamente acidulado más fosforita en bruto aplicados por separado.

En el cuadro 1 se indica la composición química de una muestra de superfosfato de Kotka y de cinco muestras típicas de SFS. El SFS suele contener 6-10% de humedad; por lo tanto, su calidad puede elevarse mediante secado.

El "superfosfato serpentino" se ha producido en Nueva Zelanda mezclando serpentina (mineral formado por silicato de magnesio hidroso) con SFS. La proporción usual es una parte de serpentina por cuatro partes de SFS. La serpentina mejora las propiedades físicas del SFS reaccionando con el ácido libre, y aporta magnesio a los cultivos. A veces se añaden algunos otros minerales o compuestos químicos para proporcionar magnesio o micronutrientes que puedan necesitarse localmente.

3. Métodos de producción

La fabricación de superfosfato entraña las tres (o cuatro) operaciones siguientes:

1. Se mezcla fosforita bien pulverizada (no menos del 90% de partículas que pasen un tamiz del N° 100) con ácido sulfúrico. Para fosforita con un 34% de P_2O_5 se requieren 0,58 kg de ácido sulfúrico (base 100) por kg de fosforita. En el comercio se encuentra ácido sulfúrico en concentraciones que oscilan entre el 77 y el 98% de H_2SO_4 . Por lo general, el ácido se diluye hasta dejarlo en un 68-75% de H_2SO_4 antes de mezclarlo con la fosforita

CUADRO 1. COMPOSICIÓN DE LOS SUPERFOSFATOS SIMPLES

Procedencia de la fosforita	Composición, % en peso								
	P_2O_5				H_2O	CaO	SO_3	R.O.	F
	Total	Asimilable	Hidro-solubilidad	Ácidos libres					
Florida	19,9	19,6	17,5	2,4	5,9	27,1	28,4	1,3	—
Florida (granular)	21,5	20,7	17,4	0,6	1,1	30,5	30,7	2,3	1,6
Marruecos	19,8	—	18,8	2,0	8,4	—	—	—	—
Marruecos	21,4	20,2	—	1,7	9,8	—	—	—	—
Ocean Island	22,8	—	20,8	4,6	10,6	—	—	—	—
Marruecos y Kola (Kotka) ^a	22,8	14,6 ^b	14,5	1,3	8,9	—	—	—	—

^aSuperfosfato más fosforita adicional

^bAlcalino citrosoluble

- o, en caso de emplear mezclador cónico, puede añadirse agua por separado al mezclador. Cuando se diluye el ácido sulfúrico concentrado, se genera mucho calor; muchas instalaciones enfrían el ácido en intercambiadores de calor hasta unos 70°C antes de utilizarlo.
2. El material fluido procedente del mezclador pasa luego a una cámara en la que se solidifica. La solidificación se produce como consecuencia de la continua reacción y cristalización del fosfato monocálcico. Transcurridas 0,5-4,0 horas, se extrae el superfosfato de la cámara. En ese momento todavía es hasta cierto punto plástico y tiene una temperatura de unos 100°C.
 3. El producto se saca de la cámara y se pasa a unas pilas de almacenamiento para su curado final, que requiere 2-6 semanas, según la índole y las proporciones de las materias primas y las condiciones de fabricación. Durante el curado, la reacción se aproxima a su terminación. Disminuyen el ácido libre, la humedad y el contenido en fosforita no reaccionada, y aumentan el contenido en P_2O_5 asimilable e hidrosoluble. El material se endurece y se enfría. Con el producto de los puntos de almacenamiento se alimenta un molino desintegrador, que suele ser de martillos o de jaula. A la salida del desintegrador, el producto se descarga sobre un tamiz inclinado (del N° 6 o finura parecida). El material que no pasa por el tamiz vuelve al desintegrador para continuar la pulverización.
 4. Si se desea superfosfato granular, el producto se granula, antes o después del curado. La granulación antes del curado tiene la ventaja de que se requiere menos agua o vapor. Después de la granulación, el producto se seca en un secador de calentamiento directo y se tamiza; los finos se hacen volver a la unidad de granulación.

Durante muchos años, el SFS sólo se producía por métodos discontinuos; en la mayoría de las instalaciones modernas se usan ahora procesos continuos de mezclado y estancia en cámara. Hay una gran variedad tanto de mezcladores discontinuos como continuos, y de cámaras; no se va a hacer aquí el intento de describirlos todos. Pueden encontrarse más detalles en el libro: *Superphosphate: Its History, Chemistry and Manufacture* [2].

La figura 1 representa un sistema discontinuo muy extendido. La fosforita y el ácido se pesan y descargan en un mezclador de bandeja que puede tener capacidad para 1-2 toneladas por tanda. Después del mezclado —que dura unos 2 minutos— la mezcla fluida se descarga en una cámara

de vagón, con cabida para 10-40 toneladas. Una vez llena la cámara se retira uno de los lados y se hace avanzar lentamente la cámara, que va montada sobre carriles, hasta una cortadora mecánica, que va cortando el bloque de superfosfato en rebanadas delgadas y descargándolas en un transportador o elevador.

Si se cuenta con sistemas automáticos de pesado y descarga en la mezcladora de bandeja, se puede lograr un ciclo de mezclado de 3 minutos; con una mezcladora de dos toneladas, se puede llenar una cámara de 40 toneladas en una hora. En algunas fábricas se cuenta con dos cámaras, de forma que mientras una se está llenando, la otra se está vaciando, lo que arroja una cadencia de producción de 40 toneladas por hora.

El diagrama de la figura 2 corresponde a un tipo de cámara continua muy extendido; la cámara Broadfield es un ejemplo muy conocido. El mezclador puede ser de tipo cónico, como el que se representa en el diagrama, un mezclador de paletas (o granulador de artesana) o, a veces, un mezclador cónico que descargue en un mezclador de paletas. El tiempo de retención en estas cámaras oscila entre 30 minutos y una hora, y puede variarse variando la velocidad del transportador de tablillas. Este tipo de cámara también es adecuado para la producción de superfosfato triple o enriquecido.

La producción de una tonelada de SFS con un 20% de contenido en P_2O_5 asimilable requeriría 626 kg de fosforita molida (con 34% de P_2O_5), 390 kg de ácido sulfúrico (93% de H_2SO_4) y 90 kg de agua. La reacción genera considerable calor. Durante las etapas de producción y curado se pierde aproximadamente un 8-10% del peso de los ingredientes (vapor de agua y elementos volátiles).

Una planta típica de mezclado continuo con capacidad para producir 20 toneladas de superfosfato no granular por hora tendría una carga eléctrica de 60 kW. El personal necesario para hacerla funcionar sería, por cada turno de 8 horas, un oficial, dos obreros y un técnico, si bien este último podría trabajar menos horas.

Aplicando los costos unitarios corrientes, se puede calcular, con aproximación relativa, el costo directo de la producción de superfosfato en una ubicación determinada. Por tonelada de superfosfato se necesita lo siguiente:

Fosforita, toneladas	0,626
Acido sulfúrico (93% de H_2SO_4), toneladas	0,390
Agua, toneladas	0,1
Energía eléctrica, kWh	3 ^a
Mano de obra de producción, horas-hombre	0,15
Supervisión, horas-hombre	0,017

^aNo incluye la pulverización de la fosforita, que requiere entre 7 y 25 kWh por tonelada de fosforita, según la dureza de ésta y el grado de finura que se dese.

Figura 1. Fabricación discontinua de superfosfato simple

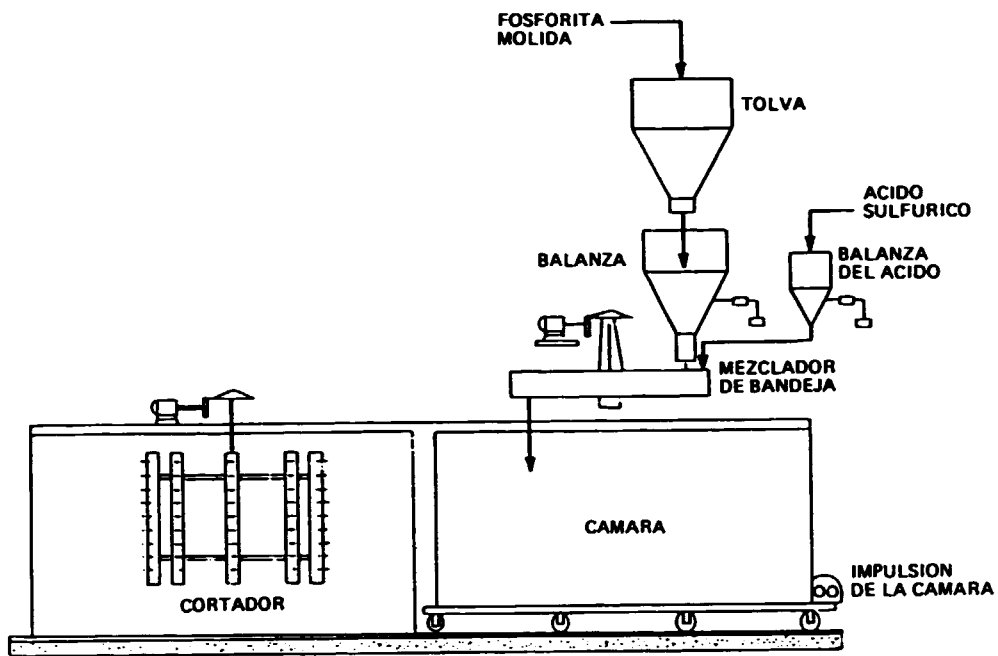
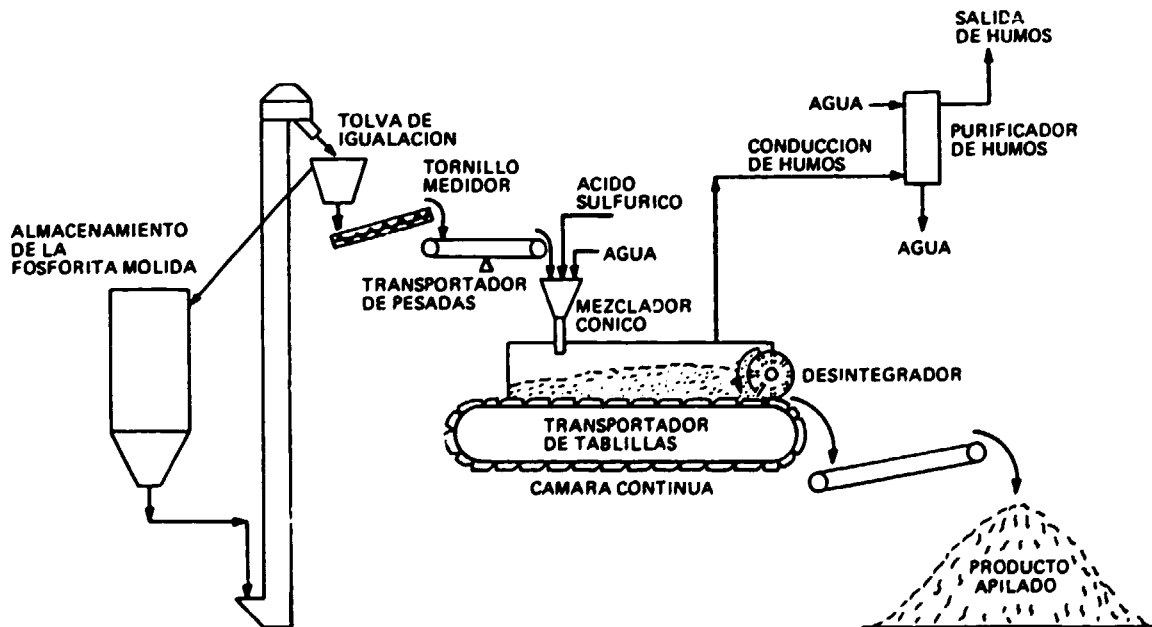


Figura 2. Fabricación continua de superfosfato simple



El costo de capital de la producción de SFS varía dentro de límites muy amplios. Si bien el equipo del proceso mismo es relativamente barato, una planta autónoma que comprenda la producción de ácido sulfúrico, la molienda de la fosforita, el curado de almacenamiento y la granulación puede ser tan costosa como una planta para la producción de fertilizantes concentrados (SFT o DAP) para igual producción de P_2O_5 . Ahora bien, en las instalaciones de producción de SFS se utiliza a menudo ácido sulfúrico subproducto derivado de una instalación que no es parte de la fábrica de SFS. Además, las fábricas de SFS pequeñas pueden comprar ácido sulfúrico a una fábrica mayor que lo suministre a diversos clientes.

Cuando se planeen o se exploten varias fábricas de SFS, se puede moler la fosforita en bocamina o en un puerto y enviarla a las diversas fábricas para aprovechar las ventajas de las economías de escala en cuanto a la operación de molienda. Cuando es necesario contar con instalaciones de molienda en la propia fábrica el costo depende del tamaño inicial y de la dureza de la fosforita.

Los costos del curado de almacenamiento dependerán en parte de hasta qué punto se exija regular la emisión de flúor.

El que se deba o no granular el SFS depende de las preferencias locales. En algunos países es aceptable el SFS no granular. Además, en muchos casos el SFS se utilizará como ingrediente para producir fertilizantes compuestos granulados.

Cuando se desea obtener SFS granulado, el sistema de granulación sin secador descrito en el capítulo XIV es adecuado. Según Sinte Maartinsdijk, la relación de reciclado en esta instalación era de 0,63:1,0 [3]. Remitiéndonos a la figura 14 del capítulo XIV, el costo de la instalación de producción directa de una planta para la granulación de 800 tpd sería de unos 3,2 millones de dólares; de conformidad con las indicaciones del cuadro 2 del capítulo XIV, el costo de la instalación de producción directa de la planta, sin incluir la producción de ácido sulfúrico ni el almacenamiento final del producto, sería el siguiente:

Concepto	Costo en millones de \$ F.U.T.
Molienda de la fosforita	1,0
Acidulación	0,8
Granulación	3,2
Secado de almacenamiento	1,2
Total	6,2

Las necesidades típicas del proceso para obtener SFS granulado (800 tpd) y los gastos correspondientes son los siguientes:

	Necesidades por tonelada de SFS	Ejemplo del costo	
		Costo unitario, \$	\$ t de SFS
Fosforita (33% de P_2O_5)	0,626 t	25	15,65
Acido sulfúrico (93% de H_2SO_4)	0,390 t	27,90	10,88
Energía eléctrica ^a	33,5 kWh	0,015	0,50
Mano de obra ^a	0,208 horas- hombre	15,40 ^b	3,20
Combustible ^a	62 kcal	0,008	0,50
Vapor ^a	55 kg	0,02	1,10
Agua ^a	85 kg	insig.	insig.
Costos relacionados con el capital ^c			6,21
			38,04

^aEstas necesidades corresponden a la referencia 3.

^bCostos relacionados con la mano de obra, incluidos los gastos generales y los de control químico.

^cCosto de la instalación de producción directa = 1,5 × 17,670 = 264 000 tpa.

El costo de producción —\$38,04/t de SFS con un 20% de P_2O_5 — equivale a unos \$190/t de P_2O_5 , que puede compararse con la estimación de 200-213 dólares dada en el capítulo XIV para el SFT obtenido por métodos similares y con costos unitarios similares. Esta pequeña ventaja quedaría anulada con creces por el costo del ensacado, el transporte y el almacenamiento. Si estos costos ascendiesen a tan sólo 20 dólares por tonelada, añadirían una cantidad de 100 dólares por tonelada de P_2O_5 al precio del SFS, frente a tan sólo 43,50 dólares en el caso del SFT.

Cabe, pues, llegar a la conclusión de que la producción y distribución en gran escala del SFS rara vez es económica en comparación con la del SFT o el DAP, salvo que existan circunstancias especiales —tales como la necesidad agronómica de azufre— que hagan que el SFS resulte más ventajoso.

Por otra parte, las fábricas pequeñas de SFS destinadas a servir pequeños mercados locales pueden ser económicas cuando se disponga de materias primas adecuadas y la alternativa de importar materiales más concentrados resulte muy costosa.

B. Superfosfato reforzado

El superfosfato "reforzado" es, esencialmente, una mezcla de SFS y SFT que suele obtenerse por acidulación de la fosforita con una mezcla de ácido sulfúrico y fosfórico. Teóricamente, se puede obtener cualquier calidad comprendida entre los dos extremos del SFS y el SFT, pero el campo de concentraciones de P_2O_5 normal va del 25 al 35%. Los procesos y el equipo son los mismos, aproximadamente, que para el SFS [4].

El superfosfato reforzado puede ser un producto útil para la aplicación en comarcas pobres en azufre en el que el SFS aportaría más azufre del necesario. Una ventaja es que, mezclando ácido sulfúrico concentrado (93 o 98% de H_2SO_4) con ácido fosfórico diluido (30% de P_2O_5), se puede obtener un ácido mixto de la debida concentración evitando la necesidad de concentrar el ácido fosfórico.

C. Escoria básica

La escoria básica, llamada también escoria Thomas, es un subproducto de la industria siderúrgica. El hierro producido a partir de mineral rico en fósforo se convierte en acero en un convertidor Thomas mediante oxidación en contacto con una escoria básica (rica en CaO). El campo normal de contenido en P_2O_5 de la escoria que se utiliza para la producción de fertilizantes fosfatados es de entre 10 y 20%. A veces se añade fosforita deliberadamente al horno alto para elevar el contenido en fósforo del hierro y, por consiguiente, el contenido en P_2O_5 de la escoria.

La escoria básica resultante del procedimiento Siemens-Martin puede también contener hasta un 10-12% de P_2O_5 , y se utiliza en agricultura en algunos países tanto para encalar como para aportar azufre.

Como la mayoría de los minerales de hierro altos en fósforo se dan en la Europa occidental, la mayor parte de la escoria básica se produce y utiliza allí. Un campo de composiciones típico para la escoria básica de alta calidad es el siguiente:

Composición, % en peso						
P ₂ O ₅	SiO ₂	CaO	MnO	Al ₂ O ₃	MgO	Fe
15-20	4-6	42-50	3-6	0,5-2,5	2-4	9-13

El P_2O_5 de la escoria básica aparece principalmente como silicofosfatos cálcicos-silico-carnotita ($5CaO \cdot P_2O_5 \cdot SiO_2$) y nagelschmitita ($7CaO \cdot P_2O_5 \cdot 2SiO_2$). Se pueden añadir a las escorias pequeñas cantidades de espato flúor (CaF_2) para reducir la viscosidad durante el proceso de afino del acero. Esas escorias contienen fluorapatito y suelen ser menos adecuadas para utilizarlas como fertilizante.

Para evaluar la idoneidad de la escoria básica como elemento fertilizante está muy aceptado el ensayo Wagner, que mide la solubilidad del P_2O_5 en un ácido cítrico al 2%. En este reactivo, la solubilidad del P_2O_5 oscila entre el 85 y el 98% en el caso de escorias básicas inglesas [5].

El consumo de escoria básica de calidad agrícola, expresado por el equivalente en P_2O_5 , fue de 1,2 millones de toneladas de P_2O_5 en 1973 y

luego, durante muchos años, apenas varió respecto de ese nivel. En cambio, recientemente las disponibilidades han disminuido debido a cambios en los procesos de fabricación de acero y a la importación de minerales de hierro pobres en fósforo. En 1977, la producción mundial fue de unas 572.000 toneladas de P_2O_5 , menos de la mitad del promedio de 1960-1965 [6]. Se preveían nuevos descensos para el periodo 1978-1981.

La escoria se considera como un buen fertilizante fosfatado para suelos ácidos y se aprecia también por su contenido en micronutrientes y por su efecto como producto para encalar. Suele aplicarse en estado finamente molido, aunque también se ha practicado hasta cierto punto la granulación con potasa.

D. Fosfatos potásicos

Los fosfatos potásicos son excelentes fertilizantes, y su elevadísima concentración es una ventaja que ha estimulado mucho trabajo de investigación encaminado a encontrar un proceso de producción económico. Sin embargo, no se ha desarrollado ningún proceso que sea lo bastante económico para generalizar su producción; por consiguiente, el uso en la actualidad se limita a fines especiales para los cuales puede estar justificado su alto costo de producción.

En la actualidad, la mayoría de los fosfatos potásicos que se utilizan en los fertilizantes se producen a partir de hidróxido potásico o de carbonato potásico y ácido fosfórico, y se usan en líquidos para aplicación foliar u otras aplicaciones especiales.

A continuación se da una lista de algunos fosfatos potásicos:

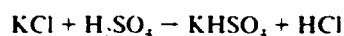
		Calidad aproximada
Fosfato monopotásico	KH_2PO_4	0-52-35
Fosfato dipotásico	K_2HPO_4	0-40-54
Profosfato tetrapotásico	$K_4P_2O_7$	0-43-57
Metafosfato potásico	KPO_3	0-60-40

Además, se ha producido una solución de polifosfato potásico de calidad 0-26-27 a partir de ácido superfosfórico e hidróxido potásico; contiene una mezcla de polifosfatos orto, piro y superiores.

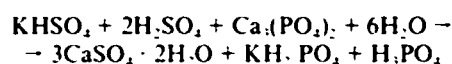
La TVA, la SAI y otras empresas han producido metafosfato potásico en plantas piloto mediante reacción a alta temperatura del KCl y el ácido fosfórico. El material puro, KPO_3 , tiene una calidad de aproximadamente 0-60-40 y, por lo tanto, un contenido en nutrientes del 100% (base óxido).

En un proceso recientemente desarrollado y originado conjuntamente por las empresas Goulding (Irlanda) y Pennzoil (Estados Unidos),

se trata cloruro potásico con ácido sulfúrico concentrado para producir bisulfato potásico [7, 8]:



El cloruro de hidrógeno se recupera como gas seco y puede utilizarse para ciertas reacciones de oxiclорación u otros fines industriales para los cuales se utiliza en la actualidad cloro elemental. El bisulfato potásico se utiliza, añadiéndole más ácido sulfúrico, para producir fosfato monopotásico y ácido fosfórico. Una ecuación simplificada, en la que la fosforita se representa como fosfato tricálcico, es la siguiente:



Después de eliminar el yeso por filtración, se puede amonificar la mezcla de ácido fosfórico y de fosfato monopotásico para producir un fertilizante NPK exento de cloro, tal como el 8-48-16, o bien se puede separar el fosfato monopotásico del ácido fosfórico por precipitación en una solución de metano y comercializarlo por separado. Si se desea, el fosfato monopotásico puede convertirse, por pirólisis, en un pirofosfato o en un polifosfato.

Este proceso lo aplica la Pennzoil, en pequeña escala comercial, en una fábrica de California. La ventaja obvia del proceso es la recuperación del HCl en forma útil. Otra ventaja es que se puede adaptar, con una modificación muy pequeña, la instalación ordinaria de producción de ácido fosfórico de vía húmeda. Se han propuesto, patentado o desarrollado en escala comercial muchos otros procesos para obtener fosfato potásico a partir de KCl, pero no se sabe que ninguno de ellos se haya utilizado comercialmente para fines relacionados con los fertilizantes.

E. Harina de huesos

También se utiliza como fertilizante, principalmente en huertos familiares, una cantidad relativamente pequeña de harina de huesos. El producto es excesivamente costoso para utilizarlo en las fincas de labranza. La mayor parte de la harina de huesos se comercializa para utilizarla en alimentos para animales.

F. Fosfato cálcico-magnésico fundido

En un proceso desarrollado por la TVA, se funde en un horno eléctrico una mezcla de fosforita y de olivina o serpentina (silicato magnésico) [9]. El producto fundido se enfría brusca-mente con agua y se utiliza, reducido a polvo fino,

como fertilizante. El producto, que es un vidrio de fosfato cálcico-magnésico (FCM), contiene aproximadamente un 20% de P_2O_5 y un 15% de MgO. Más del 90% del producto es soluble en ácido cítrico.

El FCM se produce en varias fábricas del Japón, donde la producción anual es de unas 500.000 toneladas. También se produce en Corea, Formosa, China, Brasil y Sudáfrica. Se utilizan hornos eléctricos o de los que quemán combustible.

Las composiciones teóricas de algunos de los minerales de magnesio que pueden utilizarse para producir el FCM son las siguientes:

Olivina	$(\text{Mg,Fe})_2\text{SiO}_4$
Serpentina	$\text{Mg}_3\text{H}_2\text{Si}_2\text{O}_8$
Garnierita	$(\text{Mg,Ni})\text{H}_2\text{SiO}_4$
Magnesita	MgCO_3

Los minerales varían en cuanto a composición; a veces en lugar de magnesio puede haber hierro, níquel y, en ocasiones, manganeso. Una muestra de serpentina japonesa contenía 38% de MgO, 38% de SiO_2 , 8% de Fe_2O_3 , y un 14% de pérdida de ignición [10]. En el proceso puede utilizarse óxido de magnesio obtenido mediante calcinación de magnesita o por extracción del agua de mar; en este caso, hay que añadir sílice en la cantidad suficiente para que el producto tenga entre el 20 y el 30% de SiO_2 . En una comunicación de Huang [10] se señala que las relaciones serpentina: fosforita del orden de 6:10 a 8:10 son las que dan la más alta solubilidad del P_2O_5 en el ácido cítrico, utilizando fosforita de la isla Christmas (39% de P_2O_5) o de Lao Kay (33% de P_2O_5) [10]. Moulton comunica haber utilizado relaciones olivina:fosforita de 1:2 con fosforita de Montana (30-32% de P_2O_5) [11]. Walthall y Bridger recomendaban una relación olivina:fosforita de 0,46:1,00 utilizando fosforita de Tennessee (33% de P_2O_5) y olivina de Carolina del Norte (45% MgO y 44% de SiO_2) [9]. Aproximadamente el 30% del flúor se volatilizaba, pero la solubilidad del P_2O_5 del producto no estaba relacionada con su contenido en flúor. En los ensayos en que la magnesia y la sílice se aportaron por separado, se halló que con 0,24 kg de MgO y 0,25 kg de SiO_2 por kilo de fosforita se obtenía una solubilidad del P_2O_5 del producto del 96% (en una solución de nitrato amónico con citrato). Además, 0,28 kg de MgO y 0,21 kg de SiO_2 daban una solubilidad virtualmente compleja.

En el Japón, el FCM se produce en hornos de arco eléctrico del tipo utilizado para la fabricación de carburo cálcico. La carga del horno se prepara triturando y mezclando fosforita y serpentina u olivina. Para el proceso de fusión se requieren unos 850 kWh por tonelada de producto. Es esencial pasmar el material fundido, lo que suele lograrse en un artesa provista de

chorros ultrarrápidos de agua. Este enfriamiento rápido requiere, por tonelada de producto, unas 10 toneladas de agua, que pueden reciclarse. El material enfriado se deja escurrir y luego se seca y se muele. Como finura de molienda se requiere que por lo menos el 70% pase el tamiz del N° 100.

Ando ha informado sobre ensayos en los que cargas de garnierita, fosforita, yeso y coque se fundieron en un alto horno o en un horno eléctrico para producir FCM y mata de níquel, que es una mezcla de sulfuros de níquel y de hierro que contiene del 20 al 25% de Ni, 60-66% de Fe y 14-17% de S [12]. Se siguió trabajando la mata de níquel para recuperar éste. El coque redujo el yeso y los óxidos de hierro y de níquel para formar los sulfuros. Cuando el proceso se llevó a cabo en el alto horno, la combustión de más coque aportó el calor necesario para el proceso de fusión.

En China se utiliza un proceso de alto horno también para producir FCM con recuperación del hierro y del níquel por separado.

Ensayos en invernaderos efectuados por el Ministerio de Agricultura de los Estados Unidos pusieron de manifiesto que, por término medio, el producto es más eficaz que los superfosfatos cuando se utiliza en suelos ácidos. Ensayos de campo efectuados en el Japón han dado resultados favorables con muchos cultivos y suelos distintos. El producto tiene un valor de enclavamiento equivalente al de 0,5-0,7 toneladas de carbonato cálcico por tonelada de material. El contenido en óxido de magnesio es asimilable por las plantas en crecimiento. En algunas situaciones, el hecho de que la sílice sea soluble en el suelo puede ser una ventaja.

G. Fosforita desfluorada

En el Japón se produce en cantidades considerables (unas 100.000 toneladas al año) fosforita desfluorada utilizable para fertilizante. Se mezcla fosforita de alta calidad, molida, con pequeñas proporciones de carbonato sódico o sulfato sódico y ácido de proceso húmedo. La mezcla se calienta a una temperatura de 1.350°C en un horno rotatorio que quema aceite mineral y que tiene 45,0 metros de largo y 2,7 de diámetro. El producto contiene 38-42% de P₂O₅, y más del 90% es soluble en ácido cítrico al 2% por el método utilizado en el Japón para evaluar este producto. Aproximadamente, el 85-90% es soluble en una solución neutra de citrato amónico. Virtualmente todo el flúor es eliminado. Se recupera bifluoruro de sodio (NaHF₂) como subproducto. En los Estados Unidos se fabrica un producto similar, pero se utiliza principalmente como suplemento de la alimentación para animales. El principal

compuesto fosfatado que contiene el producto es fosfato tricálcico.

Las necesidades por tonelada de producto con un contenido del 41-42% de P₂O₅, en total son las siguientes:

Fosforita (37% de P ₂ O ₅), kg	900
Acido de proceso húmedo, kg (como P ₂ O ₅)	95
Carbonato sódico, kg	120
Fuel oil pesado, litros	200

Se asegura que este producto es un fertilizante eficaz cuando se aplica, finamente molido, en suelos ácidos.

La TVA ha estudiado la desfluoración de fosforita de más baja calidad mediante procesos de fusión. Se construyeron e hicieron funcionar diez plantas piloto y dos plantas a escala de demostración. La planta que mayor éxito alcanzó funcionó durante 10 años (1945-1955) y produjo unas 170.000 toneladas de producto con un contenido del 28% de P₂O₅, a partir de fosforita de Tennessee de baja concentración. Los resultados de estos estudios se han publicado [13].

H. Fosfato de Renania

El fosfato de Renania es otro fertilizante fosfatado de producción térmica. Se obtiene calcinando una mezcla de fosforita, carbonato sódico y sílice en un horno rotatorio a 1.250°C [14]. Se utiliza suficiente carbonato sódico para formar el compuesto CaNaPO₄ y suficiente sílice para formar Ca₂SiO₄ con el calcio sobrante. Proporciones típicas de la carga son: una parte de carbonato sódico por tres partes de fosforita, más el sílice suficiente para elevar el contenido en SiO₂ del producto hasta un 10%, aproximadamente. El producto contiene un 28-30% de P₂O₅, casi todo el cual es soluble en solución de citrato amónico neutra o alcalina, aunque gran parte del flúor permanece en el producto. Se aplica al suelo en forma pulverizada o granulada en gránulos pequeños con sales de potasa. Se producen algunas calidades que contienen magnesio o boro, que se añaden durante la granulación como kieserita o bórax, respectivamente. Se produce una cantidad considerable en los países europeos, particularmente en Alemania occidental.

Hay un producto algo similar, el fosfato Roehling, en el que se utiliza como fuente de sodio una escoria de sosa que es subproducto de la industria siderúrgica. También se pueden utilizar los minerales de aparición natural trona (sesquicarbonato sódico) o natrón (carbonato sódico).

A juzgar por los resultados de los experimentos efectuados, se puede obtener un producto similar sinterizando carbonato potásico con fosforita y sílice para dar un producto con la calidad

0-25-25. Se presume que el compuesto fosfático de este producto es el CaKPO_3 .

Se supone que la reacción general de la producción de fosfato de Renania es la siguiente:



Se puede utilizar cualquier fosforita, pero es preferible utilizar la de calidad elevada, pues de esa calidad depende la del producto.

Para esta producción se requiere, si se utiliza un apatito igneo, lo siguiente:

	Necesidades por tonelada de producto (0-20-0)
Fosforita, con 38,7% de P_2O_5	0,749 toneladas
Ceniza de sosa, 100% Na_2CO_3	0,289 toneladas
Arena, 97% SiO_2	0,077 toneladas
Energía eléctrica	36 kWh
Vapor	10 kg
Fuel oil	66 kg

Se ha comunicado que este producto es considerablemente más eficaz que el superfosfato en varios suelos tropicales ácidos de Costa Rica, Liberia, Congo, Zaire, Ghana y Malawi, debido quizá a su alcalinidad y resistencia a fijación por el suelo [15]. En algunos cultivos o suelos, el sodio o la sílice soluble en el suelo pueden resultar ventajosos.

I. Metafosfato cálcico

Durante varios años, la TVA produjo metafosfato cálcico, $\text{Ca}(\text{PO}_3)_2$, en una planta de demostración. El proceso consistía en quemar fósforo elemental y hacer reaccionar con fosforita el vapor de P_2O_5 resultante. Se sangraba el horno para extraer el producto fundido, que se solidificaba en un tambor de acero enfriado por agua [16]. Los copos vitreos resultantes se enfriaban más y se trituraban hasta que pasaran un tamiz del N° 10 (abertura de 1,6 mm, aproximadamente).

El desarrollo de un proceso para la producción de metafosfato cálcico supuso la construcción de tres plantas piloto y de tres plantas de demostración, así como considerable labor de laboratorio y de tanteo [17]. La tercera planta de demostración dio buenos resultados técnicos y funcionó durante 16 años, a partir de 1949. Se produjeron en total casi 1 millón de toneladas, incluyendo cantidades relativamente pequeñas procedentes de la primera y la segunda plantas de demostración. El proceso resultó económicamente competitivo con el del SFT cuando ambos productos se basaban en fósforo elemental obtenido por el proceso al horno eléctrico.

El metafosfato cálcico puro contiene un 71,7% de P_2O_5 ; el producto de la TVA contenía

aproximadamente un 65% de P_2O_5 , debido a la presencia de impurezas en la fosforita. El material no era hidrosoluble pero se hidrolizaba lentamente en agua o en suelos húmedos, formando compuestos hidrosolubles [18]. Aproximadamente el 98% o más del P_2O_5 era soluble en citrato amónico neutro.

La principal desventaja del proceso era que se dependía del fósforo elemental, que se ha vuelto demasiado costoso para utilizarlo como fertilizante en la mayor parte de las situaciones. Además, el efecto agronómico depende de la velocidad de hidrólisis en el suelo, que puede ser excesivamente lenta en el caso de los cultivos de ciclo corto.

También se puede producir vidrio de metafosfato cálcico calentando SFT hasta la fusión; a temperaturas bajas, se forman estructuras cristalinas no citrosolubles.

J. Fosfato dicálcico

El fosfato dicálcico es un constituyente común de los fertilizantes de nitrofosfato y de los fertilizantes compuestos formados por amonificación de superfosfatos. Hay una producción relativamente pequeña, pero considerable, de fosfato dicálcico sin mezcla en Europa, producción que se basa en la utilización de ácido clorhídrico subproducto. El proceso consiste en disolver fosforita en ácido clorhídrico y luego precipitar el fosfato dicálcico añadiendo escalonadamente caliza y cal apagada. El producto se recupera por filtración y lavado, y la solución de cloruro cálcico restante puede utilizarse o desecharse.

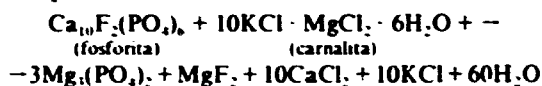
Se conocen algunos otros métodos para producir fosfato dicálcico, pero no consta que ninguno de ellos se utilice comercialmente para la producción de fertilizantes. Se utiliza la neutralización directa de ácido fosfórico puro o desfluorado con cal o caliza para producir fosfato dicálcico destinado a alimentos para personas o animales.

K. Fosfatos magnésicos

Se sabe que los fosfatos monomagnésicos, dimagnésicos y trimagnésicos son fertilizantes eficaces, pero no consta que haya producción comercial de estos materiales para su uso como fertilizantes. Sin duda, se forman pequeños porcentajes de estos compuestos al tratar la fosforita que contiene magnesio.

La Israel Mining Industries (IMI) ha desarrollado un proceso, a escala de planta piloto, en

el que se calienta carnalita impura hasta 400°C con fosforita [19]. Se presume que la reacción es la siguiente:



El producto de la reacción se lixivia con agua para eliminar por lavado los cloruros cálcico y potásico, y el sólido restante, formado principalmente por fosfato trimagnésico, se seca para su utilización como fertilizante. Del licor de lixiviación se puede recuperar cloruro potásico.

Referencias

1. Harre, E. A., O. W. Livingston and J. T. Shields. 1974. "World Fertilizer Markets Review and Outlook", TVA Bulletin Y-70, Tennessee Valley Authority, Muscle Shoals, Alabama (USA).
2. U.S. Department of Agriculture and Tennessee Valley Authority. 1964. *Superphosphate: Its History, Chemistry, and Manufacture*. U.S. Government Printing Office, Washington, D.C.
3. Sinte Maartensdijk, A. "Direct Production of Granular Superphosphates and PK Compounds from Sulfuric Acid, Phosphoric Acid, Rock Phosphate, and Potash," *Proceedings of 1976 ISMA Technical Conference*, The Hague, Netherlands.
4. Yates, L. D., F. T. Nielsson, E. J. Fox and R. M. Magness. 1953. "Enriched and Concentrated Superphosphate", *Industrial and Engineering Chemistry*, 45(3):681-690.
5. Brown, G. G. and K. F. Thatcher. 1967. "The Production and Properties of Basic Slag", *Proceedings of the Fertiliser Society* (London), No. 96.
6. Phosphate Fertilizer Statistics. 1978. ISMA Economics Committee, ISMA, Paris.
7. Thompson, W. H. 1971. "New Route Cuts Costs for Potassium Orthophosphates", *Chemical Engineering*, 78(8):83-85.
8. Drechsel, E. K. 1973. "Potassium Phosphates: The New Generation of SUPER Phosphates", Paper presented to the American Chemical Society, Division of Fertilizer and Soil Chemistry, August 28, Chicago, Illinois.
9. Walthall, J. H. and G. L. Bridger. 1943. "Fertilizer by Fusion of Rock Phosphate with Olivine", *Industrial and Engineering Chemistry*, 35(7):744-777.
10. Huang, T. H. 1953. "Serpentine Fused Phosphate", *Journal of Agricultural and Food Chemistry*, 1(1):62-67.
11. Moulton, R. W. 1949. "Electric Furnace Fertilizer—Ca-Mg-Phosphate", *Chemical Engineering*, 56(7):102-104.
12. Ando, J. 1959. "Simultaneous Production of Nickel Matte and Calcium Magnesium Phosphate", *Industrial and Engineering Chemistry*, 51(10):1267-1270.
13. Brosheer, J. C. and T. P. Hignett. 1953. "Development of Processes for Production of Fused Tricalcium Phosphate", TVA Chemical Engineering Report No. 7, Tennessee Valley Authority, Muscle Shoals, Alabama (USA).
14. Werner, W. 1967. *Die Rhenania-Dunger*, Verlag M & H Schaper, Hannover, West Germany.
15. Werner, W. 1969. "Die Bedeutung Kalk- und Silikathaltiger Phosphatdünger für die Düngung von Latosolen", *Der Tropenlandwirt*, 57-81.
16. Yates, L. D., L. F. Roy and R. S. Meline. 1951. "Improved Fertilizer Plant Design", *Chemical Engineering*, 58(6):135-137.
17. Brosheer, J. C. 1953. "Development of Processes for Production of Calcium Metaphosphate", TVA Chemical Engineering Report No. 6, Tennessee Valley Authority, Muscle Shoals, Alabama (USA).
18. Brown, E. H., J. R. Lehr, J. P. Smith, W. E. Brown and A. W. Frazier, 1957. "Crystalline Intermediates in the Hydrolytic Degradation of Calcium Polyphosphate", *Journal of Physical Chemistry*, 61(12):1669-1670.
19. Araten, Y. 1968. *New Fertilizer Materials*, Noyes Development Corporation, Park Ridge, New Jersey (USA).

XVII. Factores a considerar para la elección de fertilizantes fosfatados

Los fertilizantes fosfatados que se han descrito en capítulos anteriores abarcan un amplio espectro de solubilidades en el agua y en el suelo. En cambio, todos los fertilizantes nitrogenados y potásicos de uso más extendido son hidrosolubles. Asimismo, los fertilizantes fosfatados más extendidos contienen otros nutrientes primarios o secundarios: nitrógeno (fosfatos amónicos y nitrofosfatos), calcio, magnesio, y/o azufre. Por consiguiente, la elección de un fertilizante fosfatado es asunto relativamente complejo.

El primer paso en este proceso de selección debe ser el estimar con exactitud las necesidades presentes y futuras del país, provincia o región de que se trate. Por las razones ya mencionadas, la estimación debe incluir las necesidades de nitrógeno y de nutrientes secundarios, así como las de fósforo.

El paso siguiente debe ser una evaluación de los tipos de suelos, cultivos y clima para determinar qué clase de fertilizante fosfatado es aceptable. Por lo general, los fertilizantes fosfatados hidrosolubles son satisfactorios, pero los productos insolubles o parcialmente solubles suelen ser igualmente eficaces y más económicos. En general, para los suelos de alto pH se requieren fosfatos con gran parte de su fósforo en forma hidrosoluble. Por excepción, en algunos suelos de elevado pH dan buen resultado las menas de fosfato aluminico calcinadas. En cambio, en los suelos ácidos la hidrosolubilidad es mucho menos importante, y pueden ser adecuados incluso productos totalmente insolubles en agua.

Hay que evaluar la aceptabilidad y las ventajas de los fertilizantes compuestos, incluyendo las relaciones N:P:O, más útiles. Cuando sean aceptables los fertilizantes compuestos, los fertilizantes basados en fosfatos amónicos o nitrofosfatos pueden ser la fuente más económica.

Hay que tener en cuenta también la necesidad de elementos secundarios: cuando se necesita azufre, puede que resulten preferibles el superfosfato simple o reforzado o el fosfosulfato amónico. Si se necesita calcio entonces quizá la fosforita molida, la escoria básica o el fosfato de Renania podrían tomarse en consideración. Desde luego, puede ocurrir que la mejor forma de aportar los elementos secundarios no sea la de

combinarlos con el fertilizante fosfatado, pero esta última posibilidad debe considerarse también.

A la vez que se efectúa una evaluación de las necesidades de fertilizantes, deben evaluarse también los recursos del país para la producción de fertilizantes fosfatados. La fosforita es un recurso clave, pero la simple presencia de un yacimiento de fosfato conocido no asegura automáticamente que pueda convertirse económicamente en fertilizante. Los yacimientos de fosforita varían mucho en cuanto a la medida en que se puede extraer y beneficiar el mineral económicamente y en que se puedan adaptar a los diversos procesos de obtención de fertilizantes. Otros recursos que pueden considerarse son los materiales para la producción de ácido sulfúrico, posiblemente el ácido sulfúrico o el clorhídrico subproducto, y las fuentes de energía y de materias primas para los procesos térmicos, incluidos los minerales de sodio en el caso del fosfato de Renania y los minerales de silicato magnésico para la obtención de fosfato calciomagnésico fundido.

Si un país no tiene fosforita ni los materiales necesarios para tratarla, la cuestión que se plantea es la de qué conviene importar: materias primas básicas, intermedios, o productos terminados. La respuesta dependerá de diversos factores que se discuten en otros capítulos. Es probable que la importación de fosforita para su molienda y aplicación directa sea la solución de más bajo costo tanto en lo que respecta a los gastos de capital iniciales como los de explotación. Ahora bien: para algunos cultivos y suelos la fosforita no es una fuente satisfactoria de fósforo, por lo que se requieren ensayos agronómicos para determinar su utilidad. La importación de productos intermedios (ácido fosfórico o MAP no granular) para su ulterior elaboración puede ser atractiva cuando haya la demanda suficiente para mantener una escala de operaciones económica. Se puede también pensar en los nitrofosfatos cuando los productos son adecuados para las necesidades agronómicas.

Cuando haya fuentes autóctonas de fosforita, se puede considerar su uso para aplicación directa o para conversión en fertilizante fosfatado. Es probable que la elección dependa de la naturaleza de la fosforita, la demanda estimada del mercado,

los costos de distribución y las necesidades agronómicas.

Cuando los recursos autóctonos incluyan bien sea fosforita de calidad y coste satisfactorios, ácido sulfúrico subproducto, o azufre de bajo costo, se puede considerar la posibilidad de producir fertilizante fosfatado no sólo para uso en el país sino también para la exportación.

Es evidente que el problema de cómo atender las necesidades de fertilizantes fosfatados de un país o región con un mínimo de costo es un problema complejo que requiere mucho estudio. Se espera que la información proporcionada en los capítulos precedentes, del XII al XVI ambos inclusive, constituirá una valiosa ayuda para la solución de este problema.

En los capítulos precedentes, se han considerado por separado las producciones de ácido sulfúrico, ácido fosfórico, y producto final (SFT, DAP o MAP). En muchos casos, las tres operaciones se efectuarán a la vez en una misma fábrica. El funcionamiento de una planta de esas características puede entrañar algunos problemas y oportunidades que no se ponen claramente de manifiesto cuando los procesos en cuestión se consideran por separado.

Ejemplo de estudio económico

Como ejemplo de los factores económicos y técnicos involucrados en la planificación de un complejo de fabricación de fertilizantes fosfatados, estableceremos un caso hipotético suponiendo que un país en desarrollo cuenta con un yacimiento de fosfato relativamente pequeño—de entre 5 y 10 millones de toneladas— que desea utilizar para producir fertilizantes fosfatados para uso nacional. La fosforita puede beneficiarse mediante métodos sencillos de separación por tamaños hasta conseguir un 30% de P₂O₅, y se sabe, por ensayos efectuados al respecto, que es adecuada para obtener ácido fosfórico de calidad satisfactoria sin dificultades técnicas extraordinarias. Se ha considerado la posible conveniencia de continuar beneficiando la fosforita por flotación, hasta obtener una concentración del 34%, a fin de eliminar la sílice. Sin embargo, se ha descartado esta opción porque esta etapa resultaría costosa en escala relativamente pequeña, y las pérdidas durante ese beneficio ulterior mermarían considerablemente la vida útil del yacimiento.

La demanda previsible de fertilizantes fosfatados es de 120.000 toneladas de P₂O₅ por año. El país cuenta también con considerable demanda de fertilizantes nitrogenados, que se atiende con material de otra fuente principalmente en forma de urea con pequeñas cantidades de sulfato

amónico. El uso de la potasa es pequeño pero va en aumento. Se dispone de poca información sobre la necesidad de suministrar azufre en los fertilizantes. Se ha decidido que aportar fertilizante fosfatado en forma de un compuesto NP sería aceptable siempre que la relación N:P₂O₅ no excediera de 0.5:1.0, ya que todos los cultivos requieren por lo menos esta proporción de nitrógeno como abonado de fondo. Para los cultivos que requieren una relación más alta, se puede añadir urea por mezclado.

Un estudio de los factores agronómicos y económicos ha indicado que los fertilizantes solubles y de elevada concentración serían preferibles, y el campo de elección se ha estrechado hasta quedar reducido al SFT, el DAP y el MAP. Por lo tanto, el problema estriba en obtener una indicación preliminar de si la producción de fertilizante fosfatado sería económicamente atractiva y, en caso afirmativo, cuál de esos fertilizantes resultaría preferible.

Se calcula que la fosforita con un 30% de P₂O₅ puede servirse a la fábrica a \$20/t y que el costo del azufre entregado en fábrica es de \$65/t. Se dispone de amoniaco a \$120/t y de urea a granel a 145 dólares.

Se supone que la planta de fosfato propuesta funcionará al 90% de la capacidad, que equivale a 297 días de funcionamiento al año a plena capacidad. Los cálculos de las necesidades de capacidad diaria y de los costos de capital se indican en el cuadro 1; y las estimaciones de los costos de producción, en el cuadro 2.

Como se indica en el cuadro 2, el menor costo por tonelada de producto corresponde al SFT, pero, si se tiene en cuenta el valor del contenido en nitrógeno, el costo neto por tonelada de P₂O₅ es más bajo para el DAP, con bastante diferencia. Si se tienen en cuenta los costos de distribución todavía aumentará más esta diferencia.

Se deben efectuar cálculos para determinar si el proyecto sería rentable en comparación con la importación de ácido fosfórico o la importación de SFT, DAP o MAP a granel. Para esto sería necesario efectuar una previsión de los precios del mercado mundial más los costos de transporte. Los precios actuales (mediados de 1978) están algo deprimidos. Los precios (FOB) son aproximadamente de \$135/t para el DAP a granel, de \$95/t para el SFT a granel y de \$205/t de P₂O₅ para el ácido fosfórico¹. Los gastos previsible dados en el cuadro 2 son algo mayores, pero, según el emplazamiento, los costos de los materiales importados entregados pueden ser todavía mayores. Por consiguiente, el proyecto pudiera considerarse como potencialmente ventajoso, par-

¹"International Price Trends", *Fertilizer International*, núm. 111, septiembre 1978, pág. 4.

CUADRO 1. CALCULO DE LOS COSTOS DE CAPITAL Y DE LAS NECESIDADES DE MATERIAL DIARIAS

	Producción de 120 000 toneladas de P ₂ O ₅ por año, 29 ^c días de funcionamiento al año		
	SFT	DAP	MAP
Calidad	0-44-0 ^d	18-46-0	11-55-0
Toneladas de producto al año	272 727	260 870	218 182
Toneladas de producto al día	918	878	735
Porcentaje de recuperación del P ₂ O ₅ ^b	96	97	97
P ₂ O ₅ requerido, tpd	420.9	416.5	416.5
P ₂ O ₅ como ácido ^e	307.2	416.5	416.5
P ₂ O ₅ como fosforita ^e	113.6	—	—
H ₂ SO ₄ necesario, tpd ^d	854	1 158	1 158
Costo de capital, en millones de \$ EE.UU.			
Planta de ácido sulfúrico ^f	14.4	17.8	17.8
Planta de ácido fosfórico ^f	20.8	25.6	25.6
Granulación ^g	18.9	13.3	11.8
Almacenamiento del NH ₃	—	2.5	2.5
Almacenamiento del producto ^h	2.3	2.2	1.9
Total	56.4	61.4	59.6

^dUtilizado fosforita con 30% de P₂O₅ y una relación CaO:P₂O₅ de 1.50, el SFT contiene un 44% de P₂O₅ asimilable.

^bSupone un 2% de pérdida de producto y de exceso en el análisis, más un 2% de P₂O₅ no asimilable en el SFT, y 1% en el DAP y en el MAP.

^eSuponiendo que un 73% de P₂O₅ corresponde al ácido y un 27% a la fosforita para el SFT (capítulo XIV).

^dBasado en una relación CaO:P₂O₅ en la fosforita de 1.5 (capítulo XIII).

^fVéase el capítulo XII.

^gVéase el capítulo XIII.

^hVéase el capítulo XIV.

^hBasado en 45 días de almacenamiento a granel, a 40 \$/t. más 10 días de almacenamiento del producto ensacado, a 75 \$/t.

CUADRO 2. COSTOS DE PRODUCCION ESTIMADOS

	SFT	DAP	MAP
Acido sulfúrico, \$ de H ₂ SO ₄ ^a	31.76	30.60	30.60
Acido fosfórico, \$ de P ₂ O ₅ ^b	217.53	210.17	210.17
	\$/t de producto		
Acido fosfórico	72.89	99.66	119.17
Fosforita (0.4123 toneladas a 20 \$)	8.25	—	—
Amoniaco (0.224 y 0.137 toneladas a 120 \$)	—	26.88	16.44
	81.14	126.54	135.61
Servicios	2.00	1.45	1.45
Costos relacionados con la mano de obra	3.36	3.50	4.19
Costos relacionados con el capital ^c	13.73	12.19	13.12
Costo total (granel)	100.23	143.68	154.37
Sacos y ensacado	12.00	12.00	12.00
Costo de los materiales ensacados	112.23	155.68	166.37
Crédito para el N a 341.30 \$ ^d	—	61.43	37.54
Costo neto del P ₂ O ₅ , \$/t de producto	—	94.25	128.83
Costo neto \$/t de P ₂ O ₅	255.07	212.50	234.24

^aEstimado a partir de datos del capítulo XII, en el supuesto de un costo del azufre de 65 \$/t.

^bCosto de funcionamiento estimado a partir de la figura 8 del capítulo XII, más 2.78 toneladas de H₂SO₄ al costo indicado en la línea 1 y 3.55 toneladas de fosforita a 20 dólares.

^cBasado en los costos de capital de la planta de granulación, almacenamiento de amoniaco, y almacenamiento del producto.

^dEquivalente a urea ensacada a 157 \$/t.

ticularmente en vista de los probables aumentos de precio futuros de los materiales importados.

La flexibilidad en cuanto a la posibilidad de producir fertilizantes compuestos sería un punto a favor del DAP o del MAP. Por ejemplo, añadiendo ácido sulfúrico y más amoníaco en el proceso del DAP se podría obtener una calidad como la 18-36-0 conteniendo azufre para las zonas pobres en azufre. Se podría añadir potasa para producir calidades de NPK tales como la 14-35-14. El equipo adicional necesario sería relativamente modesto.

El cálculo que damos corresponde a un ejemplo en el que tres plantas unitarias (la de ácido sulfúrico, la de ácido fosfórico y la de granulación) son interdependientes. Tomando como ejemplo el SFT, el costo de capital de la planta es de 470 dólares anuales por tonelada de P₂O₅ producto operando al 90% de la capacidad. Los costos relacionados con el capital incluidos en los costos de producción suponen el 17,67% de 470 dólares, o sea \$83,5/t de P₂O₅, o \$36,54/t de SFT, que es aproximadamente el 36% del costo total de producción del producto a granel. Si se

requiere un rendimiento de la inversión del 10%, habría que añadir \$47/t de P₂O₅ (unos \$20,68/t de SFT). Elevado el índice de aprovechamiento de la capacidad del 90 al 100%, el costo de producción disminuiría en un 3,6% en el caso del SFT, mientras que el descenso del índice hasta el 60% elevaría los costos en un 18%, aproximadamente. Así pues, en general el complejo tiene un índice de intensidad de capital moderadamente elevado. A las materias primas (azufre y fosforita) corresponde aproximadamente el 49% del costo de producción del SFT a granel. En el caso del DAP, el costo de las materias primas —azufre, fosforita y amoníaco— supone aproximadamente el 59% del costo de producción del producto a granel.

En la práctica, la situación raras veces se ve tan sencilla y bien definida como en el ejemplo hipotético dado más arriba. Sin embargo, un cálculo de este tipo puede ser útil como primer paso para evaluar la viabilidad de un proyecto de producción de fosfato y la selección de un producto. Naturalmente, antes de aprobar un proyecto habría que hacer un estudio de viabilidad mucho más detallado.

Parte cuarta

**FERTILIZANTES POTASICOS
Y OTROS FERTILIZANTES**

XVIII. Fertilizantes potásicos

A. Introducción

La potasa se extrajo por primera vez con fines comerciales en 1811, cuando se empezó a explotar un yacimiento de mineral de carnalita en la región alemana de Stassfurt poco después de que Liebig indicase que las sales de potasio podrían aprovecharse ventajosamente como fertilizante químico. A los dos años, habían empezado a funcionar 14 fábricas. En 1864, la producción total fue de 110.000 toneladas de sales, y esta cifra aumentó gradualmente hasta llegar a unos 3 millones de toneladas en 1900 y a unos 44 millones de toneladas en 1978-1979 (calculado en producto con 60% de K_2O).

Entre los elementos que más abundan en la corteza terrestre, el potasio ocupa el séptimo lugar. Además de ser un constituyente esencial de la vida vegetal y animal, se da, en concentraciones muy bajas, en las rocas y en los suelos; en los océanos, lagos y ríos; y en los residuos salinos de los lagos salados. La fuente de importancia económica más extendida de potasa son los yacimientos de evaporita, que son yacimientos sedimentarios formados por la evaporación de agua de mar en condiciones de extremada aridez [1]. Para que se formasen criaderos como los de la cuenca de Elk Point en el Canadá occidental fue preciso que masas ingentes de agua de mar irrumpieran en una laguna en la que las sales disueltas se fueron precipitando por orden inverso de sus solubilidades: primero, el carbonato cálcico, el sulfato cálcico, la anhidrita y el cloruro sódico, seguidos por las sales, muy solubles, de potasio y de magnesio cuando el agua de mar llegó a alcanzar una concentración unas cien veces superior a la original.

Los principales minerales de potasa de interés comercial son la silvita, la langbeinita, la cainita y la carnalita. La silvinita, que es una mezcla de cristales de cloruro potásico y de cloruro sódico, es la más fácil de tratar y la que se extrae en mayores cantidades. Suele darse en capas que quedan por debajo y por encima de otras de cloruro sódico. La silvinita se da en más de un estrato.

Todas las minas de potasa de Norteamérica se basan en la extracción de silvinita. En los Estados Unidos hay también dos minas que producen asimismo langbeinita, que se vende como

fuentes de magnesio hidrosoluble así como de potasio y de azufre. Uno de los productores también utiliza la langbeinita para, haciéndola reaccionar con cloruro potásico, producir sulfato potásico y, como producto de desecho, cloruro magnésico. El cloruro o el sulfato potásicos se obtienen también de los depósitos de salmuera.

La carnalita ($KCl \cdot MgCl_2 \cdot 6H_2O$) es más difícil de tratar, pero se refina en Europa, Israel y la URSS para recuperar el cloruro potásico que contiene.

La cainita ($KCl \cdot MgSO_4 \cdot 3H_2O$) se da en varias minas europeas, por lo general en combinación con otras menas potásicas.

La finalidad del presente capítulo es indicar la importancia de la potasa, pasar revista a su mineralogía y principales yacimientos, dar una visión de conjunto de los procesos que se utilizan para refinarla, indicar las tendencias que se observan en relación con sus productos, informar acerca de los precios y de los costos normales de producción y, finalmente, resumir los datos sobre comercio y consumo mundiales de potasa.

B. Importancia agronómica e industrial de la potasa

Aunque normalmente se necesitan para sostener el crecimiento sano de las plantas unos 17 elementos, lo cierto es que el nitrógeno, el potasio y el fósforo (es decir, los tres nutrientes primarios) se requieren en cantidades mucho mayores que los demás. Para alcanzar una eficacia máxima, estos nutrientes primarios han de suministrarse a las plantas en proporciones que son esencialmente las mismas que se dan casi siempre en la vida vegetal, en la cual la relación nitrógeno:potasio es de 2:1, aproximadamente. Así pues, entre los fertilizantes comerciales, se utiliza aproximadamente la mitad de potasa que de nitrógeno, salvo en los casos en que el suelo puede aportar potasa por sí mismo. Así pues, el creciente uso de los fertilizantes nitrogenados requiere la aplicación de potasa en cantidades igualmente crecientes.

Las funciones fisiológicas del potasio en las plantas son, por lo menos, las siguientes:

1. Promoción del metabolismo de los hidratos de carbono o formación, desintegración y traslocación del almidón.

2. Promoción del metabolismo del nitrógeno y síntesis de la proteína en las plantas verdes.
3. Control y regulación de las actividades de diversos nutrientes minerales esenciales.
4. Neutralización de los ácidos orgánicos fisiológicamente importantes.
5. Activación de diversas enzimas.
6. Promoción del crecimiento de meristemas jóvenes.
7. Control del movimiento de los estomas y de las relaciones internas del agua.

El 95%, aproximadamente, de toda la potasa que se extrae se utiliza como fertilizante [2]. El otro 5% recibe diversas aplicaciones industriales. La industria cloro-alcálica utiliza una potasa de mayor fuerza (99,92% de KCl), o calidad química, para la electrólisis de soluciones de KCl-agua a fin de formar cloro e hidróxido de potasio (KOH), denominado normalmente potasa cáustica. La potasa cáustica se utiliza para la producción de jabones líquidos, textiles, grasas, catalizadores, pilas alcalinas y fabricación del caucho, así como en las actividades de grabado. Buena parte de la potasa cáustica se trata aún más para formar carbonato potásico y otros compuestos potásicos. Más de la mitad del carbonato potásico que se produce anualmente se utiliza en la fabricación de vidrio. La potasa cáustica se utiliza también en cantidades relativamente pequeñas para obtener fosfatos potásicos destinados a fertilizantes especiales, como son los fertilizantes líquidos para aplicación foliar. Pequeñas cantidades de muriato de potasa de calidad agrícola se utilizan, junto con cloruro de sodio y otros productos químicos, como fundentes en la fusión secundaria del aluminio y del magnesio. El muriato de potasa se incluye en los lodos que se utilizan en las operaciones de perforación de pozos petroleros.

C. Mineralogía de los minerales de potasa

La potasa representa el 2,35% de la corteza terrestre, donde aparece mezclada principalmente con yacimientos de compuestos de sodio. Pero también se la encuentra en feldespatos, moscovita (mica blanca), granito y gneiss. Las rocas sedimentarias suponen aproximadamente el 5% de la corteza terrestre. Aproximadamente, las piedras areniscas contienen 1,1% de potasio; los esquistos, 2,7%; y las calizas, 0,27%. El potasio, que es un metal alcalino monovalente, no aparece aislado en la naturaleza, porque es sumamente reactivo y tiene una gran afinidad respecto de otros elementos. Tiene un punto de fusión de 63,5 °C, un calor específico de 0,177 cal/mol/°C, y un peso específico de 0,86.

Los yacimientos de minerales potásicos suelen ser el resultado de la evaporación de agua de mares mediterráneos que han quedado separados de la masa oceánica principal y en los que las sales contenidas se han ido precipitando gradualmente. En algunos casos, esos yacimientos se han formado por evaporación de mares internos. El potasio y otros metales alcalinos fueron aportados a los océanos y a los lagos por el agua de los ríos, que lixiviaba esos materiales tomándolos de las rocas y de los suelos. El sodio se lixivia con mayor facilidad de los suelos porque el potasio se fija en las partículas de arcilla del suelo.

Las sales cristalizan en relación inversa a sus solubilidades respectivas; el orden en que suelen depositarse es el siguiente: carbonato cálcico, carbonato magnésico, sulfato cálcico, cloruro sódico, sulfato magnésico, cloruro magnésico, y, finalmente, cloruro potásico. Otras condiciones alteran esta modalidad de deposición, y pueden explicar la formación de los diversos estratos encontrados.

La salmuera en que se transforma el agua de mar una vez que las sales moderadamente solubles se han precipitado es muy rica en cloruros y sulfatos magnésicos y contiene menores cantidades de potasio y de bromo.

Las sales de origen marino contenidas en estas salmueras son:

Silvita	KCl
Carnalita	KCl·MgCl ₂ ·6H ₂ O
Kieserita	MgSO ₄ ·H ₂ O
Polihalita	2CaSO ₄ ·MgSO ₄ ·K ₂ SO ₄ ·2H ₂ O
Langbeinita	K ₂ SO ₄ ·2MgSO ₄
Boracita	5MgO·MgCl ₂ ·7B ₂ O ₃

Los minerales vinculados a salmueras de lechos de lago incluyen también otros minerales, tales como los que se encuentran en el lago californiano de Searles.

Halita	NaCl
Hanksita	9Na ₂ SO ₄ ·2Na ₂ CO ₃ ·KCl
Trona	Na ₂ CO ₃ ·NaHCO ₃ ·2H ₂ O
Bórax	Na ₂ B ₄ O ₇ ·10H ₂ O
Glaserita	3K ₂ SO ₄ ·Na ₂ SO ₄

Se encuentran en la naturaleza los minerales de potasa de la tabla que figura a continuación. El más importante es la silvita, que suele aparecer mezclada con cloruro sódico; la mezcla se llama silvinita. Otras menas que se vienen utilizando para la producción de potasa destinada a fertilizantes son las de carnalita, langbeinita, niter y cainita.

Mineral	Composición	% K ₂ O
Cloruros		
Silvita	KCl	63,1
Carnalita	KCl · MgCl ₂ · 6H ₂ O	17,0
Caimita	KCl · MgSO ₄ · 3H ₂ O	18,9
Hanksita	KCl · 9Na ₂ SO ₄ · 2Na ₂ CO ₃	3,0
Sulfatos		
Polihalita	K ₂ SO ₄ · MgSO ₄ · 2CaSO ₄ · 2H ₂ O	15,5
Langbeinita	K ₂ SO ₄ · 2MgSO ₄	22,6
Leonita	K ₂ SO ₄ · MgSO ₄ · 4H ₂ O	25,5
Schoenita	K ₂ SO ₄ · MgSO ₄ · 6H ₂ O	23,3
Krugita	K ₂ SO ₄ · MgSO ₄ · 4CaSO ₄ · 2H ₂ O	10,7
Glaserita	3K ₂ SO ₄ · Na ₂ SO ₄	42,6
Songenta	K ₂ SO ₄ · CaSO ₄ · H ₂ O	28,8
Aftitalita	(K, Na) ₂ SO ₄	29,8 ^a
Calinita	K ₂ SO ₄ · Al ₂ (SO ₄) ₃ · 24H ₂ O	9,9
Alunita	K ₂ · Al(OH) ₃ · (SO ₄) ₂	11,4
Nitratos		
Niter	KNO ₃	46,5

^aSe han supuesto proporciones equimoleculares de K y Na

En la tabla no se han incluido los silicatos ni otros minerales no solubles (salvo la alunita). Los yacimientos de potasa se pueden clasificar en tres tipos básicos según el tipo de mineralización de los horizontes principales, a saber:

1. Mineralización carnalítica, que incluye una zona carnalita-kieserita-halita; una zona carnalita-anhidrita-halita; y una zona carnalita-halita.
2. Mineralización silvinitica, que incluye una zona silvita-kieserita-halita; una zona silvita-anhidrita-halita; y una zona silvita-halita.
3. Mineralización cainítica, que contiene sulfatos, cloruros y una zona cainita-langbeinita-picromerita-glaserita-polihalita.

D. Reservas mundiales de potasa

Las reservas mundiales de potasa son enormes y bastan para cubrir las necesidades de muchísimos siglos. El Bureau of Mines estadounidense estimó en 1978 que las reservas de potasa eran del orden de 12.000 millones de toneladas de K₂O para precios pagados por el producto de las minas locales en 1976, con un total de recursos cifrado en los 132.000 millones de toneladas [3]. El hecho de que se pueda obtener potasa del agua de mar significa que existen recursos adicionales de este material prácticamente ilimitados, aunque más costosos.

Hay cantidades enormes de potasa en el Canadá y en la URSS. Probablemente, estos dos países juntos representan más de la mitad de las reservas mundiales y aproximadamente el 80% de los recursos mundiales. Las reservas conocidas restantes se distribuyen entre los Estados Unidos, Europa, el Oriente Medio, Tailandia, el Congo y Sudamérica. El cuadro 1, tomado de un informe

CUADRO 1. EVALUACION DE LOS RECURSOS MUNDIALES DE POTASA (EN MILLONES DE TONELADAS DE K₂O)^a

Ubicación	Reservas ^b	Otros recursos	Recursos totales
Norteamérica			
Canadá	9 000	58 000	67 000
EE.UU.	180	5 260	5 440
Total	9 180	63 260	72 440
Sudamérica			
Chile	9	9	18
Perú	0	9	9
Brasil	45	225	270
Total	54	243	297
Europa			
Francia	35	145	180
República Democrática Alemana	270	4 260	4 530
República Federal de Alemania	180	3 080	3 260
Italia	9	27	36
España	27	154	181
URSS	1 800	43 500	45 300
Reino Unido	45	225	270
Total	2 366	51 391	53 757
Asia			
Israel y Jordania	218	870	1 088
República Popular China	9	9	18
Laos	18	27	45
Tailandia	55	9 015	9 070
Total	300	9 921	10 221
África			
Congo	0	180	180
Oceania			
Australia	0	18	18
TOTAL	11 900	125 013	136 913

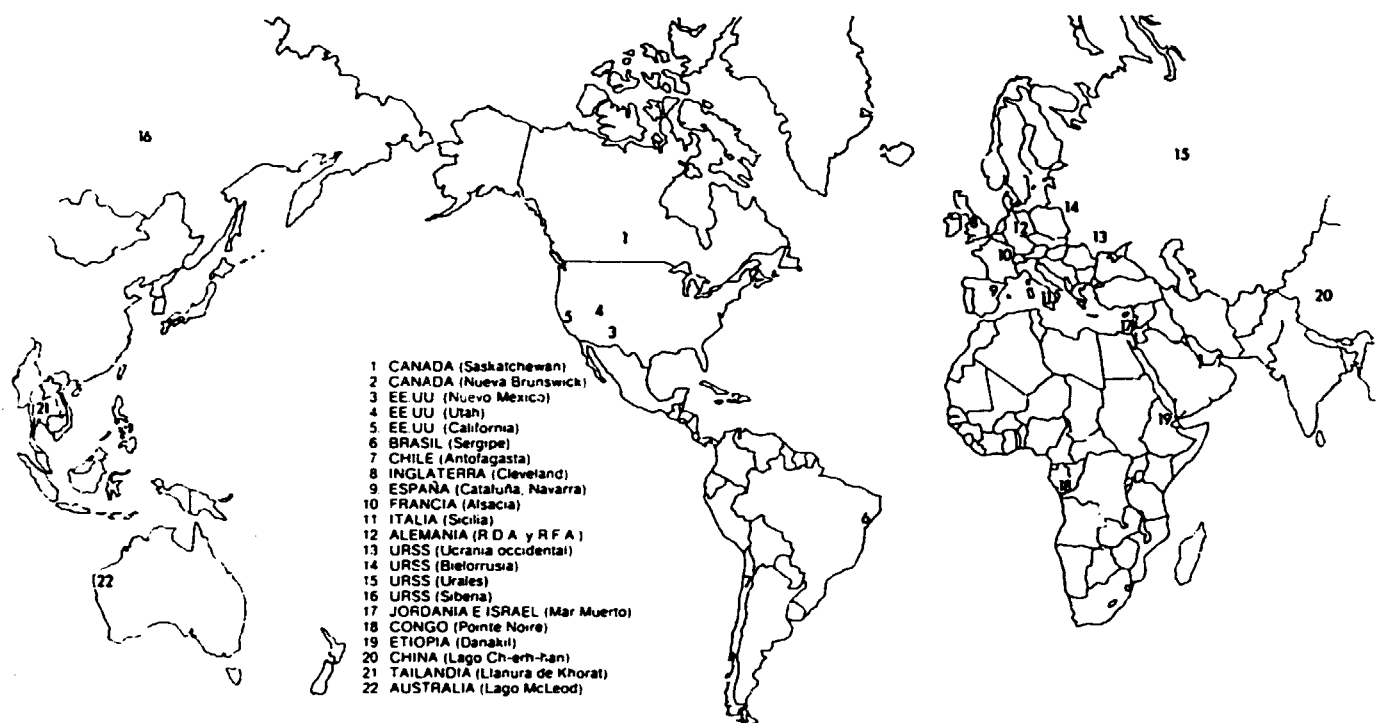
^aU.S. Bureau of Mines, 1978, "Potash", Mineral Commodity Profiles MCP-11. (Convertido de toneladas cortas a toneladas métricas.)

^bPara el precio nacional medio, en boca mina, de 1976.

reciente del Bureau of Mines de los Estados Unidos [3] da una estimación de las reservas y recursos mundiales de potasa. El Banco Mundial [4] ha publicado una estimación similar. A continuación se describen brevemente los diversos yacimientos [5, 6].

El Bureau of Mines clasifica como "reservas" las menas que pueden extraerse a precios parecidos o próximos a los precios corrientes de mercado; y como "recursos" las menas potencialmente aprovechables que, por razones de costo u otras limitaciones, no podrían necesariamente extraerse a los precios corrientes pero pudieran serlo más adelante [3]. En las estimaciones del Banco Mundial se utiliza una clasificación similar. Los datos necesarios para efectuar estas estimaciones no siempre están disponibles, o pueden admitir diferentes interpretaciones. En la figura 1 se indica la ubicación de los yacimientos de potasa más importantes

Figura 1. Yacimientos de potasa de mayor importancia



Fuente: Banco Mundial

1. Canadá

Saskatchewan

La puesta en explotación de los ingentes yacimientos de potasa de la formación de evaporita existente en la pradera devoniana de Saskatchewan y en las zonas contiguas de Alberta y Manitoba ha sido el acontecimiento más importante habido en la historia de la industria de la potasa en los últimos tres decenios. En esta evaporita se han definido tres zonas potásicas principales. La zona 1 (Esterhazy), que es la más baja, alcanza un espesor máximo de unos 21 metros y consiste en una región central de silvinita rodeada por una mineralización rica en carnalita. La zona 2, la de Belle Plaine, alcanza un espesor máximo de 23 metros con una región central de silvinita, pero la zona central de carnalita es más estrecha que en la zona 1. En la zona 3, del lago Patience, el espesor es superior a los 24 metros y la mineralización de carnalita que rodea a la silvinita es aún más estrecha. En general, la riqueza en las tres zonas aumenta según se avanza hacia el sur elevándose de 20 a 30% de K_2O , y es comparable en las tres. La profundidad de la evaporita de la Prairie oscila entre 660 metros en su extremo septentrional y 3.050 metros en la frontera internacional.

Siete organizaciones explotan en Saskatchewan 10 minas con una capacidad global anual de 8,0 millones de toneladas. Una de las minas se explota por solución, mientras que las otras son de extracción por pozos y galerías. Los recursos totales pueden ser del orden de 74.000 millones de toneladas de K_2O , de los cuales 18.000 millones de toneladas pueden ser recuperables económicamente (5.000 millones mediante minería ordinaria y 13.000 millones mediante extracción por solución) [3, 6].

Provincias marítimas

Los yacimientos de las partes contiguas de la evaporita de Nueva Escocia y Nueva Brunswick se conocen desde principios del siglo XX; el yeso y la sal de roca se vienen extrayendo desde hace muchos años. Se descubrió potasa en los yacimientos de sal de Nueva Escocia en 1919 y de nuevo en 1939, pero la pobreza de los yacimientos y las desfavorables condiciones de extracción desalentaron todo interés ulterior. En 1965 se inició una exploración más intensiva. Se han hallado reservas económicas en una zona contigua de Nueva Brunswick en la cuenca del Moncton a una profundidad de unos 600 metros. El espesor de las zonas de potasa oscila entre 3 y 15 metros, y la riqueza media es de 21-30% de K_2O . En la

actualidad (1979) se efectúan los trabajos preparatorios para la explotación de una mina y se han anunciado planes para una segunda mina y refinería. Se espera que la capacidad combinada de estos dos proyectos sea de 2 millones de tpa, o más, de muriato de potasa. Un factor favorable es que el emplazamiento queda a menos de 50 km del puerto marítimo de aguas profundas de St. John.

También se han hallado yacimientos de potasa en Terranova, y se espera que continúe la exploración allí y en Nueva Escocia.

2. Estados Unidos

Dakota del Norte

La formación de evaporita de la Prairie abarca una zona subterránea de 20.700 km² de la parte de Dakota del Norte-Montana de la depresión de Willinston a profundidades de 2.000-4.000 m. En realidad, se trata de una prolongación de los yacimientos canadienses. Las vetas de mineral son gruesas y de gran riqueza, pero su profundidad requeriría un sistema de extracción por solución muy costoso. La PPG Industries informó en 1976 que se harían pruebas de la eficacia de la extracción por solución a profundidades de 3.000-3.600 m, que es aproximadamente el doble de la profundidad de la mina de solución que la Kalium tiene en Canadá (la Kalium es una filial de la PPG Industries).

Nuevo México

Mediante perforación exploratoria se ha delimitado una cuenca sedimentaria de la era pérmica que abarca unos 104.000 km² en la parte occidental de Texas y el sudeste de Nuevo México. El mineral más abundante es la polihalita, pero en la zona que queda en torno a Carlsbad se da también la silvinita en proporciones que justifican la extracción. Se han encontrado por lo menos 60 capas de potasa, entre las cuales hay 11 zonas con apreciable contenido en mineral. Las zonas productivas están situadas a 250-610 m por debajo de la superficie, inclinándose ligeramente hacia el sudeste, y en la zona de explotación tienen un espesor de entre 1,5 y 3 metros. Las menas son de silvinita con más de 3% de material insoluble en agua y 2 vetas mixtas de menas de silvinita y langbeinita. Se estima que las reservas son del orden de unos 85 millones de toneladas de K₂O.

En Nuevo México funcionan 7 minas. En cinco de ellas se extrae sólo silvinita; en una, sólo langbeinita; y en otra, ambos minerales. La riqueza media de las menas es del 16% de K₂O, aproximadamente.

Utah

Los yacimientos de potasa de Cane Creek cercanos a Moab, en el sudeste de Utah, se encuentran situados a profundidades de unos 1.200 m. El horizonte de silvinita que se explota tiene un espesor de 3-4 m y contiene mineral con 25-30% de K₂O. Se trata de una formación con muchas fallas y plegamientos. Se estima que en una zona de 31 km² hay unas reservas de 200 millones de toneladas de sales que contienen potasa.

En la zona hay una mina en explotación. Al principio, la extracción se hacía por el procedimiento de pozos y galerías pero, ante las dificultades que oponían las fallas, se transformó en mina de explotación por solución en 1972. El agua que se bombea a la mina se satura en 300-350 días y alcanza una temperatura de 32-33°C, tras de lo cual se bombea a una serie de estanques de evaporación. En forma de lechada consistente en una mezcla de cloruro de sodio y cloruro potásico pasa de los estanques a la refinería original para la obtención del cloruro potásico.

El Gran Lago Salado de Utah abarca una zona variable de entre 2.600 y 5.200 km². Constituye un vestigio del antiguo lago Bonneville. Las llanuras salinas de Bonneville en la parte occidental de Utah son otro vestigio del lago Bonneville. Son un yacimiento desierto de sal o de llanuras lodosas impregnadas con una salmuera saturada o casi saturada. Por debajo de una capa superior de un metro de espesor de sal muy compacta hay una capa de arcilla fisurada por debajo de la cual se encuentra la salmuera. Las salmueras, que contienen aproximadamente un 2,4% de K₂O, se bombean a unos estanques de evaporación.

En esta zona hay dos instalaciones en funcionamiento. En una de ellas, la salmuera procedente de la parte septentrional del Gran Lago Salado se transporta mediante un canal a una zona donde hay estanques de evaporación con una extensión total de 7.000 hectáreas. Se cristalizan sucesivamente el cloruro de sodio, el sulfato sódico y una mezcla de cainita, carnalita y schoenita. La schoenita se cristaliza en tanques de sedimentación y se transforma en sulfato potásico.

En otra de las instalaciones, se recuperan salmueras de los llanos salados de Bonneville de una zona de 35 mil hectáreas, en unos 145 km de zanjas desde las cuales las salmueras se bombean a unas 3.000 hectáreas de estanques de evaporación. Después de una temporada de evaporación corta (de unos 3 meses) la silvinita se transporta en camiones a una instalación de flotación. Se producen potasa ordinaria y muriato de potasa granular aglomerado.

California

El lago Searles abarca una extensión de unos 104 km² y constituye un vestigio de un lago de aguas dulces que era mucho mayor. Hoy en día, es una llanura de lodos y arenas dentro de la cual hay dos cuerpos cristalinos, superpuestos, de sales mixtas permeables con salmueras concentradas. La capa superior, que es la que se utiliza para la extracción de la potasa, tiene un espesor medio de 20 m y una extensión total de 31 km². La salmuera de la capa superior contiene aproximadamente un 8% de K₂O. Se producen muriato y sulfato de potasa junto con productos no fertilizantes.

3. Centroamérica

México

Se ha comunicado la existencia de minerales de potasio en el istmo de Tehuantepec y en la península de Yucatán. Predomina la carnalita pero también hay silvinita. Estos yacimientos no se están explotando todavía, pero las exploraciones efectuadas indican que pudieran ser económicamente prometedores.

4. Sudamérica

Brasil

Se estima que los yacimientos de potasa del nordeste del Brasil contienen 500 millones de toneladas de silvinita y 6.000 millones de toneladas de carnalita a profundidades que pasan de los 550 m. Aunque se han anunciado planes para la explotación de estos yacimientos, la comercialización a corto plazo se ve obstaculizada por los grandes problemas de acceso y por el emplazamiento de los yacimientos.

Perú

Se han localizado yacimientos de salmueras en la mitad occidental de la región desierta de Sechura, en el norte del Perú. Se calcula que unos 30.000 millones de toneladas de salmueras circulan por los sedimentos desérticos y que pueden contener 17 millones de toneladas de KCl y 146 millones de toneladas de MgCl₂. No existen planes de explotación por el momento.

Chile

Los yacimientos de nitrato de Chile están situados en la meseta que queda entre la cordillera costera y los Andes, principalmente en el desierto de Atacama en la región septentrional de Chile. Estos yacimientos, cuyo espesor varía de unos pocos centímetros hasta varios metros, son capas en retazos, con estratificación deficiente, de grava pardo-rojiza cementada con nitrato de sodio y

otras sales solubles. Se recuperan sales de potasio —principalmente el nitrato— como subproducto de la producción de nitrato sódico. La composición y el tratamiento del mineral chileno se describen con más detalle en el epígrafe "Nitrato sódico" del capítulo VIII.

5. Africa

Congo

Durante el transcurso de trabajos de exploración efectuados en la cuenca del Congo entre Pointe Noire y Brazzaville, se delimitó una zona de unos 4,1 km² de yacimientos de sal y de potasa en 10 ciclos de evaporita. Los filones de carnalita son de ordenación regular y gran amplitud con un espesor acumulativo de hasta 90 m. Las zonas están situadas en torno a Holle-St. Paul, donde la silvinita aparece en tres filones relativamente someros (90-120 m) con contenidos de K₂O de entre 20 y 35%. Hay dos filones que contienen silvinita con un contenido medio de 20-21% de K₂O. En 1969 se iniciaron operaciones de extracción en gran escala, pero la inundación de la mina puso fin a la producción. No se sabe que existan planes para reanudarla.

Etiopía

Los yacimientos de evaporita de la depresión del Danakil contienen reservas considerables de potasa en forma de silvinita, carnalita y cainita. En la zona al sur de Dallol, se ha hallado el horizonte de potasa a 730 m. El filón de potasa sujeto a prospección tiene entre 3 y 15 m de espesor y está formado por silvinita, que va cambiando, según se desciende, en carnalita, hieserita, polihalita y cainita. El yacimiento no ha sido explotado aún, aunque en los últimos años se han efectuado varios estudios de viabilidad.

Marruecos

Las reservas de potasa de la cuenca de Khemisset se extienden sobre una zona de más de 31 km². La principal mena es la carnalita, que aparece en dos filones de 1-10 m de espesor. También hay yacimientos de silvinita de baja concentración. Todavía no ha tenido lugar explotación alguna.

6. Oriente Medio

Israel y Jordania

El Mar Muerto queda situado entre Israel y Jordania y abarca ahora una extensión de unos 700 km², con una profundidad máxima de 400 m. Se nutre de aguas del río Jordán y de manantiales naturales, pero no tiene salida. Los recursos de potasio del Mar Muerto vienen siendo explotados

por Israel, y se han trazado planes para que también Jordania participe en la explotación.

Se utiliza la evaporación solar para cristalizar la halita, seguida por la carnalita. Esta última sal se recoge y se transforma en muriato de potasa. También se obtiene bromo, como subproducto. Se ha estimado que el Mar Muerto contiene más de mil millones de toneladas de K_2O , y que aproximadamente el 20% de esa cantidad pudiera ser recuperable económicamente [3].

Pakistán

El Pakistán posee reservas potenciales de potasio, tanto en filones salinos como en salmuera. Los filones salinos declarados hasta ahora consisten en zonas esporádicas de silvita y langbeinita en minas de sal. Se cree que la zona de filones ricos en potasa comprende la mayor parte de la Salt Range de las llanuras de Potwar y del Indus. Los yacimientos de salmuera se descubrieron en la provincia del Punjab al hacer sondeos en busca de petróleo. La salmuera está caliente y a gran presión, y aparece saturada de carnalita. Contiene aproximadamente un 7% de KCl, 17% de $MgCl_2$, 3% de $CaCl_2$, 2% de NaCl, y pequeños porcentajes de compuestos de boro y bromo. Se ha propuesto la utilización de la salmuera para recuperar el KCl y otros productos solubles, pero no se han trazado planes definitivos.

7. Europa

Francia

Los yacimientos de potasa alsacianos se presentan en una depresión con fallas, cuya extensión es de unos 210 km², situada entre el Rin y las montañas de los Vosgos. Se encuentran dos filones de silvinita en tres cuencas separadas. La cuenca de Mulhouse es una fuente de producción en la actualidad, y allí los filones están a profundidades de entre 400 y 1.000 m. La zona superior contiene K_2O en concentración de entre 20 y 25% en forma de silvita, con un espesor de entre 1 y 3 m, y el filón inferior tiene un grueso de 2-5 m y contiene K_2O al 15-20% en forma de silvita. Se calcula que los recursos totales de los yacimientos franceses son del orden de 300 millones de toneladas. Los yacimientos de potasa se extienden también a través de la frontera francesa y pasan a la comarca alemana de Buggingen, pero en esta zona ha cesado ahora la extracción.

República Federal de Alemania

En Alemania occidental, se cuenta con las minas de potasio y sal, los yacimientos de Zechstein en la comarca meridional de Werra y en la llanura de Alemania septentrional cercana a Hannover. La empresa Kali-Chemie posee una

mina en las cercanías de Friedrichshall en la que obtiene sal dura (roca compuesta de silvita, halita, anhidrita, y/o kieserita) de unos 900 m de profundidad. En Friedrichshall se producen muriato de potasa y un producto con un 12% de K_2O , la magnesia-cainita. Todas las minas de la comarca de Hannover explotan los filones de alta concentración de potasa de los domos de sal existentes en las evaporitas pérmicas de Zechstein.

No se prevén nuevos cambios en la capacidad de producción de potasa de este país en los próximos años.

República Democrática Alemana

El VEB Kombinat-kali explota minas en los cuatro grupos siguientes:

Kalibetrieb Werra
Kalibetrieb Zielitz
Kalibetrieb Sud-Harz
Kali und Steinsalzbetrieb Saale

Se extraen diversas menas para producir muriato y sulfato de potasa, así como kieserita y cantidades pequeñas de productos diversos. La producción anual total es ahora ligeramente superior a los 3 millones de toneladas de K_2O . A principios del decenio de 1980, con la mina Zielitz operando a plena capacidad y otras pequeñas expansiones, la industria de la potasa de Alemania oriental deberá tener una capacidad de unos 4 millones de toneladas de K_2O [7].

Inglaterra

Los cuatro ciclos de evaporita de Zechstein se han hallado en las zonas costeras que quedan entre Durham y Scarborough y se estima que existe correlación entre ellos y los yacimientos alemanes. Los filones de evaporita van espesándose a partir del noroeste y sur hasta llegar a una zona central en torno a Whitby y Scarborough, que es donde se dan las evaporitas de las zonas inferior, media y superior. En la comarca de Whitby hay yacimientos de silvinita a profundidades de entre 1.000 y 1.200 m, así como a 1.500 m. Se viene explotando una mina a una profundidad de 1.160 m, con menas del 27% de K_2O . La operación se ha visto dificultada por la aparición de una vena con muchas fallas, pero aumenta gradualmente.

Dinamarca

Se han hallado filones de evaporita que contienen potasa, y de hasta 0,46 m de espesor, en Jutlandia septentrional, a profundidades de 800-1.300 metros.

Polonia

La prolongación oriental de la formación de Zechstein que arranca de Alemania contiene yaci-

mientos de potasio en filones en las cercanías de Klodawa. Los depósitos conocidos contienen menas de carnalita pobres (8% de K_2O) a profundidades de entre 500 y 1.600 m.

España

En España hay hasta cuatro filones de potasa que contienen menas de carnalita y silvinita dentro del campo de contenidos de K_2O del 15-29%, en la zona situada entre Barcelona y Pamplona. Estas minas se explotan a profundidades de 300-500 m. Más al oeste, se explotan yacimientos situados en una zona al sur de Pamplona. Estos yacimientos consisten también en carnalita y silvinita, pero tienen menos fallas que los del campo catalán. Hay dos filones de potasa en la zona de Navarra a profundidades de 130-650 m. La vena principal contiene principalmente carnalita, con una calidad media de 14% de K_2O . La calidad del filón de silvinita es de 18-20% de K_2O . Funcionan en España cuatro minas.

Italia

En Italia sólo se encuentran yacimientos de potasa en Sicilia. Es una de las pocas zonas del mundo en que la carnalita es el mineral principal, aunque también se encuentra, en la mena que se extrae, algo de silvinita y carnalita. Las cuatro minas que hay en funcionamiento producen sulfato potásico y sulfato potásico-magnésico.

8. URSS

En la URSS, la potasa se produce en tres regiones principales: el norte de los Urales, la parte meridional de Bielorrusia, y la Ucrania occidental. En las dos primeras de estas regiones se da la silvinita, mientras que en Ucrania hay silvinita y carnalita. El producto principal es el muriato de potasa. La producción de la URSS en 1975 fue de 8,7 millones de toneladas de K_2O procedente de las fuentes siguientes:

Bielorrusia	3,8
Urales	4,3
Ucrania	0,6

Probablemente, estos tres grandes proyectos elevarán apreciablemente la producción rusa de potasa durante los próximos 10-15 años.

Los yacimientos cercanos a Stebnik y Kalush, en Ucrania occidental, contienen sal dura, silvinita, carnalita y langbeinita. Se trata de yacimientos inclinados, y es muy corriente la extracción en filones de gran declive.

Hay más yacimientos de potasa en la zona oriental y meridional de Rusia. En Siberia, se conoce la existencia de yacimientos con filones relativamente profundos en Irkutsk, Krasnoyarsk

y Yakutsk. Hay una zona de mineralización generalizada al norte y al este del Mar Caspio, y se han hallado varios filones de minerales de potasio en los yacimientos de sal del Turkmenistán. Los recursos totales se calculan en 45.000 millones de toneladas de K_2O , de cuya cantidad unos 1.800 millones de toneladas están actualmente clasificados como reservas [3].

9. Asia

China

En China se viene obteniendo potasa de lagos salados desde hace varios años, y la producción de minas subterráneas se inició poco después de 1960. También se obtiene potasa de venas subterráneas de salmueras y a partir de sal marina. Hay más de 3.000 lagos salados en el noroeste de China en la provincia de Tsinghai. El lago Charh-han es uno de los lagos de los cuales se obtiene potasa. Desde hace muchos años, se obtiene potasa a partir de las salmueras que existen en la provincia de Szechuan.

En la parte central de la zona occidental de China se explotan yacimientos de potasa con un contenido de 10-20% de K_2O .

Tailandia

En el noroeste de Tailandia se ha descubierto un yacimiento de potasa que penetra incluso en territorio laosiano. Este yacimiento consiste esencialmente en carnalita, que se encuentra a profundidades de entre 80 y 400 metros. En algunas zonas hay también silvinita. Hasta ahora sólo se ha explorado una pequeña zona de los yacimientos potenciales, pero se cree que la zona de yacimientos puede ser de gran amplitud. Se ha calculado que el yacimiento contiene unos 10.000 millones de toneladas de K_2O , de los cuales 60 millones se han clasificado como reservas [3].

Australia

En Australia se han hallado varias extensas cuencas de evaporita. El lago Mac Leod, en Australia occidental, contiene unos 6.500 millones de toneladas de sal de roca bajo la superficie seca del lago. El agua subterránea disuelve la sal y produce una salmuera saturada que contiene un 3% de K_2C . De la salmuera se obtenía langbeinita en una instalación recientemente destruida por un tifón. No se sabe que existan planes para reconstruirla.

E. Extracción

En gran parte, la potasa se extrae de yacimientos subterráneos de silvinita, casi siempre en forma de cristales mixtos de cloruro potásico y de

cloruro sódico. Se practica en general el método de laboreo por anchurón y pilar. En algunos casos, muy pocos, se utiliza también el laboreo en frente de ataque largo. La tecnología de extracción por solución, que está muy desarrollada, pocas veces resulta práctica, dado el costo de la energía que requiere. El laboreo con pozos es el que se practica generalmente cuando la masa de mineral está a menos de 1.300 m de la superficie. Para profundidades mayores, hay que recurrir a la extracción por solución. También se obtiene potasa, en cantidades mucho menores, a partir de salmueras como las que hay en el Gran Lago Salado y en el Mar Muerto.

1. Extracción con pozos y galerías

Los trabajos de excavación y acondicionamiento de pozos y galerías suelen ser convencionales y costosos. En la comarca canadiense de Blairmore, la gran presión del agua y la inestabilidad de las formaciones hizo necesaria la congelación del material que se trataba de eliminar antes de poder excavar y entubar el pozo. En Yorkshire se tropezó con dificultades similares.

El éxito de la extracción subterránea por el sistema de anchurón y pilar depende del carácter de la masa mineral: se prefieren los filones gruesos y planos. Una zona de mineral de silvinita, o de otro mineral que contenga potasa, que sea delgada requiere extraer el cloruro sódico por encima y/o por debajo de la silvinita, y esto diluye la calidad del mineral. Igualmente difícil y costoso es el caso de las minas con muchas fallas, pues ello se traduce en que se ha de excavar una cantidad grande de escombros para poder hacer funcionar el equipo móvil o instalar bandas transportadoras.

La proporción de mineral retirado (cámaras) durante la extracción inicial depende de la profundidad de la mina, del estado del techo y de otros factores. Es frecuente que en la extracción primaria se retire el 40-50% del mineral. En la fase secundaria se puede elevar esa cifra hasta el 80-90%.

Para las explosiones, el nitrato amónico y las mezclas de aceites han desplazado virtualmente a la dinamita, porque reducen considerablemente los costos. El perfeccionamiento de los sistemas de perforación ha contribuido a elevar el rendimiento por carga y, por ende, a reducir aun más los costos. En las instalaciones más recientes se usan máquinas de extracción continua con capacidad de hasta 5 toneladas de mineral por minuto.

Cargadoras mecánicas recogen el mineral fragmentado, ya se haya desalojado mediante explosión o con extractoras continuas. El transporte desde el frente de la mina al pozo de

montacargas se ha venido haciendo tradicionalmente en vagonetas. Este sistema se viene sustituyendo cada vez más por el de correas transportadoras, con lo que se reducen los costos de mano de obra y otros gastos, sobre todo a medida que aumentan las distancias entre el frente de la mina y el pozo montacargas. Los servicios de mantenimiento de la mina y otros servicios subterráneos se suelen prestar desde instalaciones de alojamiento subterráneo. En la mayoría de las minas de potasa las condiciones de trabajo, incluidas la temperatura, la eliminación de polvo nocivo, los servicios auxiliares y la mecanización son casi ideales.

En el pozo montacargas están situadas las instalaciones de almacenamiento de mineral y las de trituración primaria hasta un máximo de unos 15 cm. El mineral triturado se carga automáticamente en skips para elevarlo luego a la superficie.

2. Extracción por solución

Este método de extracción entraña la aplicación de la química de fases así como el empleo de grandes cantidades de energía, cada vez más costosa. Entre las técnicas utilizadas se incluyen las investigaciones de la solución salina, el flujo de la salmuera, la extracción selectiva de KCl a partir de la silvinita y el control de la geometría de la cavidad. Se han descrito como ventajas de este método el hecho de que: a) se evita la construcción de pozos, que también son costosos, y b) se pueden explotar yacimientos en tierra o submarinos sin tener que preocuparse por la sobrecarga y a profundidades que no son asequibles para la minería de pozo y galería. En la extracción por solución se suele preferir el empleo de multipozos de forma que el disolvente circule entre los diversos pozos. En su mayor parte, la solución puede tener lugar a partir del techo de la caverna. La clave de la eficiencia del sistema está en que se logre un alto nivel de cloruro potásico disuelto por unidad de disolvente. Una de las técnicas que se utilizan para ayudar a regular el contacto de la salmuera con el mineral de potasa es la de inyectar combustible diesel para revestir la salmuera con una capa protectora. Los costos de perforación para identificar la zona de mineral así como para abrir los orificios de producción son altos; esto no obstante, la minería por solución es una tecnología ya arraigada.

Se hace un orificio perforando hasta cerca del nivel superior de los estratos de potasa y luego se descende, entubando, hasta llegar a ese nivel. En el interior del entubamiento se sitúa una tubería que se hace descender hasta un nivel inferior al nivel más bajo de los estratos de potasa. Se bombea un medio acuoso entre el entubamiento y la tubería hasta llegar al filón de potasa en que se

ha establecido la existencia de una cavidad. Cuando se reúnen las cavidades de dos agujeros entubados contiguos, se añade agua no saturada —en relación con el cloruro potásico y el cloruro sódico— por uno de los agujeros entubados, y la solución saturada se retira por el otro. La concentración de la solución se puede controlar en parte modificando la cadencia de bombeo, la cual determina el tiempo de retención en la cavidad, que puede ser muy prolongado.

3. Recuperación de la salmuera

La recuperación de potasa de salmueras naturales se practica en unos cuantos lugares, el más notable de los cuales es el Mar Muerto, donde la tasa neta de evaporación es excepcionalmente elevada. Tanto en el Mar Muerto como en el Gran Lago Salado la salmuera se toma de la parte del lago en que la retención ha sido más prolongada y, por ende, mayor es la concentración de la salmuera. Se pueden acumular salmueras procedentes de ciertos lagos "secos" abriendo zanjas y acumulando salmueras que se desplazan lateralmente por el suelo hacia las zanjas, de las cuales se puede extraer la salmuera por bombeo para pasarla a estanques de evaporación solar.

F. Beneficio — Refinado

1. Beneficio de minerales de silvinita

Los tres métodos principales de beneficiar los minerales de silvinita son: la flotación, la separación por gravedad y la solución-cristalización [8].

Flotación con separación en espumas

Este método de refinado es el más extendido y económico para obtener silvita (KCl) a partir de la silvinita, que es una mezcla de cristales de cloruro potásico y de cloruro sódico con algo de arcilla y lodos arcillosos. Como su nombre indica, la flotación es un método para eliminar cloruro potásico o cloruro sódico haciéndolos flotar en una espuma. La flotación del cloruro potásico es el método comercialmente preferido.

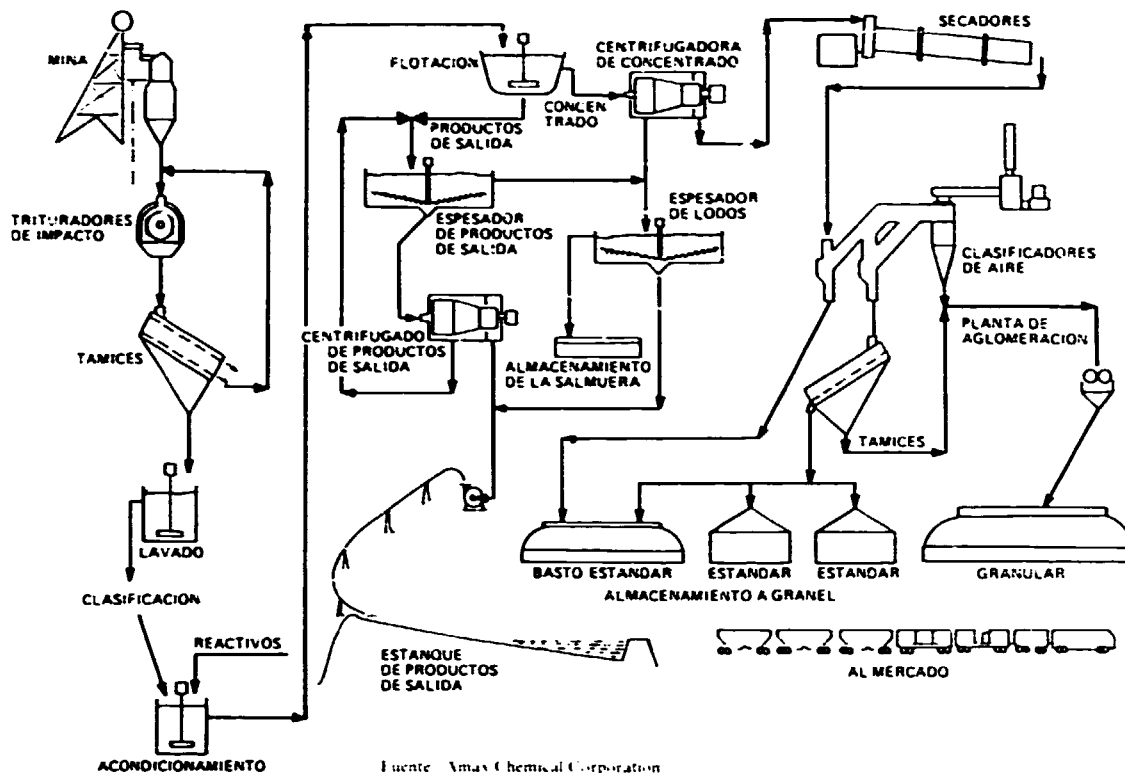
Las etapas que se siguen en la flotación de silvita a partir de silvinita una vez elevada la mena a la superficie son las siguientes:

1. Trituración y clasificación.
2. Adición de una salmuera saturada de NaCl y KCl para producir una pulpa con un contenido de 50%-75% de sólidos.
3. Molienda en húmedo de la mena hasta un tamaño que libere a la silvita de los cristales

de cloruro sódico. Este tamaño variará según cuál sea el de los cristales.

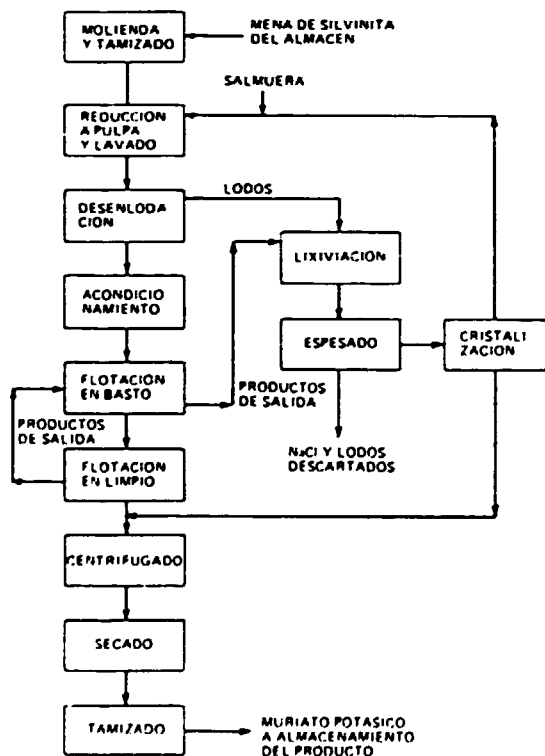
4. Adición de los agentes acondicionadores elegidos para la silvita, que suelen incluir una amina a fin de que el cloruro potásico sea más hidrófobo. Se añade también un medio protector que frene la flotación de los lodos y un alcohol que actúe como agente espumante.
 5. Disolución con salmuera hasta obtener un 20-25% de sólidos.
 6. Introducción de la salmuera que contiene la silvita en una serie de cámaras de flotación en basto en las que se disponen sistemas de agitación y se introduce aire que se adhiere en forma de burbujas a las partículas de silvita y las hace flotar en la superficie. Esta silvita en flotación es recogida mecánicamente de la parte superior de las cámaras de flotación. Este proceso de flotación en basto suele repetirse en cinco cámaras.
 7. Recolección del concentrado de flotación en la parte superior de las cámaras de flotación en basto. El concentrado contiene algún cloruro sódico así como un alto porcentaje de la silvita de la mena en bruto. Por esa razón, se introduce en un circuito de flotación "en limpio" en el que la silvita se refina más. Las partículas que no han flotado "en limpio" se pueden reciclar, y suelen reciclarse, volviendo a las cámaras de flotación en basto.
 8. Desección de la silvita bien sea en un secador rotativo o en un secador de lecho fluido.
 9. Selección de la silvita seca según los tamaños que se haya decidido comercializar.
 10. Aglomeración del material de tamaño inadecuado que haya quedado eliminado en la operación de tamizado. Los finos se procesan mediante un aglomerador que produce "escamas" de potasa. Estas escamas se trituran al tamaño deseado, y los finos y las partículas de tamaño excesivo se reciclan al proceso.
- Tanto la flotación como la aglomeración requieren la aplicación de considerables conocimientos de química y mecánica. Tiene, empero, mucho de arte el lograr altos índices de recuperación, buenas cadencias de producción y partículas estables en cada uno de los tamaños elegidos para el campo de productos de que se trate.
- El beneficio por rotación de las menas de silvinita (figuras 2 y 3) requiere el acondicionamiento de las menas con captadores selectivos y agentes de depresión antes de entrar en las cámaras de flotación. Se utilizan aminas para hacer que el cloruro de potasio sea más hidró-

Figura 2. Flujo, simplificado, del sistema de refinación de la potasa por flotación



Fuente: Amas Chemical Corporation

Figura 3. Diagrama del proceso de flotación para la recuperación del muriato de potasa



fobo; un dispositivo de protección, para rebajar la flotación de los lodos; y un alcohol como agente espumante.

Cuando el contenido en arcilla e impurezas es del 3,5-4%, se requiere una acción mecánica descalcante más amplia. Por encima de esos porcentajes, la recuperación disminuye, con lo que se requiere más equipo para recuperar la silvita arrastrada por los lodos arcillosos.

Las técnicas de flotación para eliminar de las menas de potasa los lodos insolubles pueden llegar a ser muy complejas. Uno de los dispositivos es el consistente en cuatro etapas de flotación para flotación de material insoluble y una cámara para la flotación, en basto y en limpio, de la potasa. Entre los reactivos utilizables para la flotación de los lodos insolubles puede mencionarse el Superflow 127-Aero 870, a una tasa de unos 68 g de cada reactivo por tonelada de mena. El Armeen TD, a una tasa de unos 100 g, y el aceite de Barrett 634, a unos 45 g/t, pueden utilizarse para la flotación de la potasa en basto; mientras que unos 20 g de Armeen TD y otros tantos de aceite de Barrett 634 pueden utilizarse para la flotación de la potasa en limpio. La eliminación de los materiales muy insolubles se favorece reciclando las fracciones de salida de la potasa limpia de forma que regresen al sistema de flotación de materia insoluble.

Para separar los lodos de las menas de baja concentración con 5% de productos insolubles en agua se han utilizado floculadores no iónicos o catiónicos de poliacrilamida y agentes de arrastre catiónicos, aniónicos y/o no iónicos. Con una flotación subsiguiente de la potasa, se recupera un elevado porcentaje de ésta.

Separación por medios densos

Esta variante de la técnica de beneficio resulta especialmente útil para conservar cristales grandes de cloruro potásico que se pueden clasificar sin más beneficio como productos utilizables en fertilizantes mixtos compuestos o en aplicación directa [8]. En el proceso se utiliza la diferencia de peso específico entre la silvita (KCl) y la halita (NaCl). La halita es la más densa (peso específico 2.13, frente a 1.98 para la silvita); por consiguiente, en un líquido de peso específico intermedio, la halita se hunde y la silvita flota. En la patente norteamericana No. 3.638.791, concedida a la International Minerals and Chemical Corp., se describe esta técnica en los términos siguientes: "Beneficio de minerales por tratamiento con medios densos, por ejemplo, un licor acuoso y un agente muy finamente dividido, utilizado para añadir peso, que suele ser magnetita o ferrosilicio de tamaño inferior a la malla 200. La eficacia de la operación de separación de magnetita se restablece tratando el licor de enjuague en un segundo hidrociclón. La densidad de los licores de enjuague es mucho menor que la densidad de los constituyentes de la mena, y los constituyentes de la mena que se encuentran en el licor de lavada se orientan hacia la corriente inferior del hidrociclón mientras que la corriente superior comprende una suspensión del agente en polvo fino, destinado a dar peso, que el licor contiene. Este licor admite una separación muy eficiente en el separador magnético. La corriente inferior se trata para separar las impurezas de la mena de la suspensión destinada a dar peso, lo cual puede lograrse mediante un tamiz fino".

Solución-cristalización

La disolución de la mena con recuperación de KCl por cristalización se utiliza necesariamente en la minería por solución. Se ha utilizado también hasta cierto punto para el beneficio de menas extraídas de minas ordinarias de pozo y galería. Sus ventajas son que puede utilizar menas con alto porcentaje de materiales insolubles tales como la arcilla, y que permite obtener un producto muy concentrado (62-63% de K₂O) que es plenamente soluble y, por ende, adecuado para el uso en fertilizantes líquidos. El proceso de beneficio se basa en las solubilidades del NaCl y la KCl en agua caliente y fría que son:

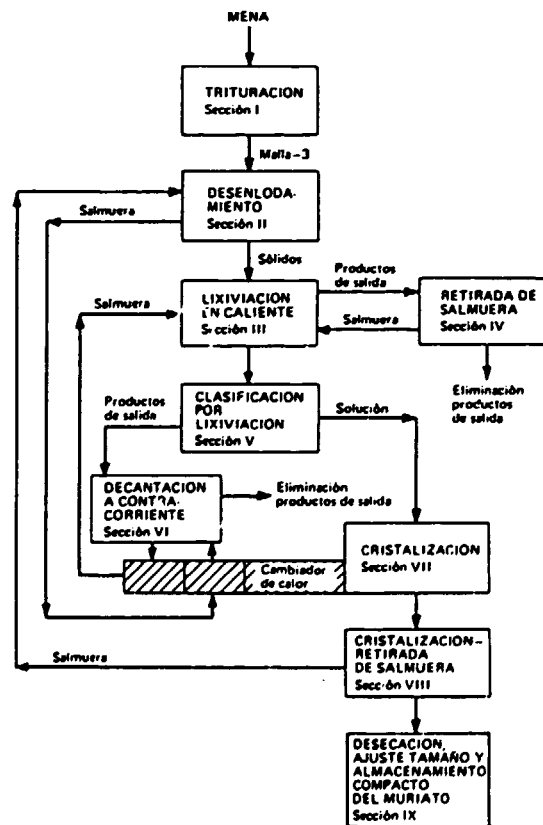
Solubilidad, en g/100 ml de agua

	a 20°C	a 100°C
KCl	34.7	56.7
NaCl	35.4	39.1

Estos datos corresponden a las solubilidades del KCl y el NaCl por separado. En el caso de soluciones que contengan ambas sales, la solubilidad del NaCl disminuye ligeramente si se eleva la temperatura. Así pues, cuando una salmuera que está saturada con NaCl y KCl a 20°C se calienta hasta los 100°C, puede disolver considerables cantidades de KCl pero nada de NaCl.

La figura 4 muestra un diagrama típico representativo del proceso de solución-cristalización. La mena de silvinita se tritura hasta un tamaño inferior a la malla 3 y se lava con una solución fresca saturada de NaCl-KCl. La mayoría de la arcilla es arrastrada en la solución hacia una etapa de desenlodamiento en la que la arcilla se descarta como material de salida. La solución clarificada se calienta luego y se utiliza para disolver el KCl procedente de la mena lavada. Como ya hemos dicho, el NaCl no es soluble en la salmuera caliente, y el NaCl no disuelto se

Figura 4. Diagrama del proceso de solución-cristalización para la recuperación de muriato potásico



Fuente: U.S. Bureau of Mines

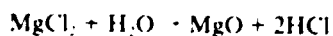
desecha como material de salida. Luego se refresca la salmuera y el KCl que cristaliza se separa de la misma, se lava y se seca. La salmuera restante se recicla. Si se desea obtener un producto de gran pureza para aplicaciones químicas, el KCl cristalizado se redissuelve y recristaliza para proporcionar un producto doblemente refinado que contiene más del 99,9% de KCl.

Beneficio electrostático

En este método de beneficiar la potasa se utiliza la carga triboeléctrica mutua de las sales componentes. Esto puede hacerse calentando el material a 300-700°C, seguido de un enfriamiento a 100-200°C, o mediante tratamiento con agentes de acondicionamiento específicos. Estos agentes alteran selectivamente las propiedades eléctricas de los diversos minerales para separar de una mezcla de sales uno o más componentes. Se prefieren como agentes los ácidos monocarboxílicos alifáticos y aromáticos, las sales amoniacales o los ácidos monocarboxílicos alifáticos. El material de partida se muele, se acondiciona y se trata en un aparato calentador con aire de determinado grado de humedad y, al mismo tiempo, se carga triboeléctricamente por fricción. En el preseparator se obtiene un residuo cargado y un preconcentrado.

2. Beneficio de las salmueras y minerales de carnalita

El mineral de carnalita es la fuente de un pequeño porcentaje de los suministros mundiales de potasa, a pesar de que en muchas regiones existen importantes yacimientos de estos minerales. Una desventaja de las menas de carnalita es su escasa concentración; incluso la carnalita pura ($\text{KCl} \cdot \text{MgCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$) contiene sólo un 17% de K_2O . Una segunda desventaja es que los métodos de disolución y recristalización que han de usarse consumen mucha energía. Una tercera desventaja es que se obtiene como subproducto un gran volumen de solución de cloruro magnésico a la que, muy probablemente, será difícil dar salida. El cloruro magnésico puede transformarse en óxido de magnesio mediante hidrólisis a alta temperatura:



El óxido de magnesio es útil como material para la fabricación de productos refractarios y con otros fines, pero el dar salida al HCl constituye otro problema.

A pesar de sus desventajas, las menas o salmueras que contienen carnalita se procesan para recuperar KCl en varios países —entre los que figuran España, Israel, la Alemania oriental y la occidental— y quizá se utilicen en el futuro en

países en desarrollo tales como el Brasil, Tailandia, el Congo, Jordania y el Pakistán.

Los métodos de preparación varían mucho y dependen de cuáles sean los minerales accesorios que aparezcan junto con la carnalita. Uno muy corriente es la halita (NaCl), amén de diversas otras combinaciones que ya se han mencionado en la precedente descripción de los yacimientos mundiales de potasa. Dada la gran variedad de menas que contienen carnalita, no se va a intentar la descripción detallada de ningún proceso concreto de preparación. Hay un artículo reciente en que se resumen los métodos utilizables para tratar las menas de carnalita [9].

En general, hay dos tipos de procesos: la lixiviación en frío y la lixiviación en caliente. Los procesos de lixiviación en frío se efectúan a temperaturas de entre 20 y 25°C. La mena de carnalita, que suele contener algo de NaCl , se lixivia con agua o con salmuera diluida que disuelve de modo preferencial el MgCl_2 . En realidad, el KCl se disuelve y se reprecipita a medida que aumenta el contenido en MgCl_2 de la solución. Las cadencias de disolución y de cristalización influyen en el tamaño de los cristales; se prefieren los cristales relativamente bastos que puedan separarse de la solución de MgCl_2 por centrifugado. Si la mena contiene material insoluble, como la arcilla, por ejemplo, ese material permanece en suspensión en la solución. La mezcla de cristales de NaCl y KCl puede separarse por cualquiera de los dos métodos ya descritos en relación con la refinación de la silvinita: por flotación o por una lixiviación en caliente que disuelve selectivamente el KCl. La solución de MgCl_2 se clarifica y luego se evapora hasta que alcance una concentración elevada para recuperar la potasa mediante la cristalización de carnalita, que se recicla. La solución de MgCl_2 puede ser luego desechada o utilizada.

Otra posibilidad es la de tratar los minerales de carnalita mediante una lixiviación en caliente, a unos 100°C, que disuelve tanto el MgCl_2 como el KCl y también cualquier cantidad de NaCl que pueda haber. La solución caliente se clarifica para eliminar las impurezas sólidas y luego se refresca y se evapora; después se recuperan los cristales de KCl y NaCl , tras de lo cual se emplea una de las técnicas de separación más arriba descritas. Una parte de las aguas madres —que tienen un elevado contenido en MgCl_2 — se diluye, se calienta y se devuelve a la etapa de lixiviación en caliente. Las aguas madres restantes se evaporan más para recuperar como carnalita el KCl restante y luego se desechan.

Por lo general, la salmuera del Mar Muerto contiene 11,5 g/litro de KCl. La concentración de las otras sales, en gramos por litro, es: MgCl_2 , 130; NaCl , 87; CaCl_2 , 37; y MgBr_2 , 5. En las

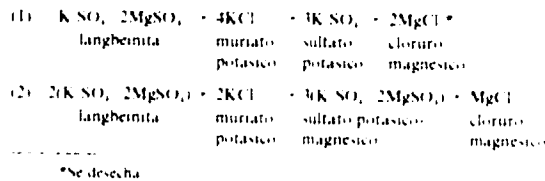
instalaciones israelitas del Mar Muerto, la salmuera del mar se alimenta primero a unos estanques grandes y someros, que cubren unos 155 km², donde la salmuera se concentra por evaporación solar hasta que cristaliza aproximadamente el 90% del NaCl. Luego la salmuera se transfiere a una segunda serie de estanques de evaporación donde la carnalita cristaliza y se recupera por dragado. Luego la salmuera se bombea como lechada a la refinería. La lechada de carnalita se trata por un proceso de lixiviación en frío similar al que se ha descrito más arriba para separar el KCl y el NaCl de la salmuera. Para separar el NaCl del KCl se utilizan tanto los procesos de flotación como los de lixiviación en caliente. El KCl se seca y comercializa en varias calidades, que difieren principalmente en cuanto al tamaño de partícula: todas las calidades contienen 60-61% de KCl. Las calidades son: "granular" (compactada), "basta" (cristalina), "estándar", "fina", y "muy soluble".

La empresa comercializa también sal de mesa, sal industrial (NaCl) y compuestos de bromo. Parte de la salmuera restante, que contiene MgCl₂ y CaCl₂, se utiliza para producir HCl con vistas a la fabricación de ácido fosfórico y MgO de calidad refractaria, y parte vuelve al Mar Muerto.

3. Beneficio y utilización de los minerales de sulfato

Langbeinita

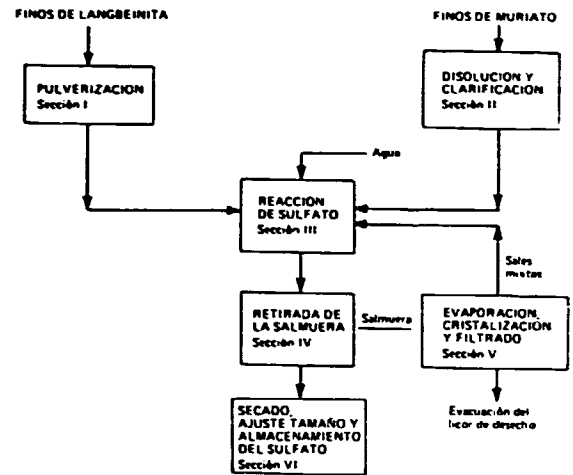
La langbeinita (K₂SO₄·2MgSO₄) se separa de la silvita y la halita mediante un lavado selectivo, flotación en espuma o separación por medios densos. La langbeinita puede comercializarse tal cual como fuente de K, Mg y S o bien puede transformarse en otros productos. Para producir sulfato potásico se hace reaccionar una molécula de langbeinita con cuatro de muriato de potasa (figura 5). El sulfato potásico-magnésico se obtiene refinando langbeinita. La reacción para producir sulfato potásico a partir de la langbeinita es la siguiente:



Por cada 100 toneladas de sulfato potásico se requieren

- 56.7 toneladas de muriato potásico para una conversión del 100%
- 70.9 toneladas de muriato potásico para una conversión del 80%

Figura 5. Diagrama del proceso para la producción de sulfato potásico a partir de langbeinita y de muriato potásico



Fuente: U.S. Bureau of Mines.

79.3 toneladas de sulfato potásico-magnésico para una conversión del 100%

99.1 toneladas de sulfato potásico-magnésico para una conversión del 80%

Alunita

La alunita [K₂·Al₂(OH)₆·(SO₄)₂] es una fuente potencial de sulfato potásico, alúmina y dióxido de azufre subproducto. La economía de su producción depende del valor de la alúmina. Se ha desarrollado tecnología al respecto en la URSS [10, 11]. En el caso de una empresa fuerte que utiliza un extenso yacimiento de alunita en la zona sudoriental del Estado norteamericano de Utah se han hecho intensivos estudios técnicos y económicos sin llegar hasta la fecha a ninguna solución satisfactoria, debido principalmente al bajo costo de la alúmina procedente de Australia.

Se ha propuesto que las menas de alunita se exploten en operaciones a cielo abierto. En ese caso, la mena, una vez acumulada, se trituraría primero hasta un tamaño inferior a los 2 mm, luego se desecaría y se continuaría moliendo la que no pasara un tamiz 14. El producto se tostaría para convertir el potasio en una sal soluble en agua o en un álcali diluido. Se procedería luego a una lixiviación para recuperar la solución de sulfato potásico. Los sólidos lavados y filtrados se transferirían a una planta tipo Bayer para la recuperación de la alúmina.

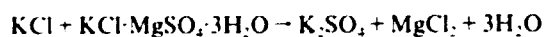
En una planta de alúmina Bayer, los sólidos filtrados se digieren con sosa cáustica para disolver la alúmina. La alúmina se precipita como hidrato de aluminio seguido por calcinación. Para recuperar el ácido sulfúrico de la corriente de dióxido de azufre, se instala una planta de ácido

de doble absorción. El ácido sulfúrico se puede utilizar en la fabricación de los fosfatos concentrados o de cualesquiera otros productos cuya fabricación requiera grandes cantidades de ácido sulfúrico.

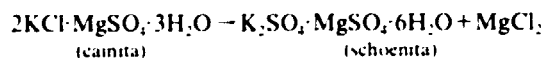
La producción de un millón de tpa de alúmina (Al_2O_3) requeriría unos 10 millones de toneladas de mena de alunita y daría unas 500.000 toneladas de sulfato potásico y casi 800.000 tpa de ácido sulfúrico. La magnitud de los coproductos tiende a limitar las posibilidades de la producción de alúmina a partir de la alunita.

Menas de sulfatos complejos

El beneficio de mezclas complejas de menas de potasa se ha efectuado con éxito en Rusia [10, 11]. Estas menas pueden contener alguno de los siguientes minerales o todos ellos: anhidrita, epsomita, halita, cainita, kieserita, langbeinita, polihalita, y silvita, junto con arcilla. La extracción de sales potásicas de estas menas se torna muy complicada porque las formas mineralógicas de los diversos componentes son inestables y la composición química del grupo en general varía considerablemente. El proceso utilizado para extraer la mena depende de las diversas proporciones en que se encuentren los distintos minerales presentes. Por ejemplo, cuando el producto final deseado es el sulfato potásico, la silvita libre y la cainita tienen que estar presentes en las mismas proporciones moleculares o hay que añadir cloruro potásico si hay exceso de cainita. La reacción ideal es la siguiente:



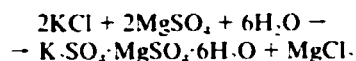
Cuando a la mena le falta silvita, se produce schoenita.



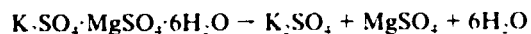
(en ambas ecuaciones se ha omitido la interacción del disolvente). Así pues, el producto varía entre sulfato potásico y schoenita según la composición del mineral.

Para la extracción de compuestos potásicos de las menas del Cárpato que contienen diversos minerales se está ensayando ampliamente un método nuevo, en escala industrial, en Kalush. En la figura 6 se da la representación esquemática del proceso. En este proceso, la mena natural que contiene un 9% de potasio se tritura y se lixivia en dos etapas, con una solución caliente de "cainita sintética" (que se describe más adelante) en tanques de disolución. La lixiviación disuelve la epsomita, la cainita y la silvita así como cualesquiera otros minerales fácilmente solubles que se encuentren presentes, pero la langbeinita, la halita y la polihalita son prácticamente insolubles en este licor. Si el mineral contiene cantidades apreciables

de langbeinita y polihalita, el residuo del proceso de lixiviación debe tratarse para recuperarlas. La mena extraída suele contener un 15% de arcilla, que queda suspendida en el licor caliente de lixiviación hasta que se clarifica en tanques de sedimentación Dorr. Cuando el licor empieza a enfriarse, las sales potásicas empiezan a desprenderse por cristalización. Normalmente, se precipitarían primero el cloruro potásico y el sódico pero como lo que se desea obtener es schoenita, se inhibe la precipitación de estos cloruros añadiendo una solución saturada con sulfato de potasio y magnesio. (Esta solución se obtiene de la descomposición ulterior de parte de la schoenita a una forma relativamente pura de sulfato potásico.) En efecto, esto deja una solución saturada con respecto a la schoenita pero no saturada con respecto a los cloruros; en estas circunstancias, sólo se precipita la schoenita.



El licor clarificado, más la solución de sulfato añadida, se enfrían en un cristalizador de vacío a 20°C. La schoenita así formada espesa y se filtra. Parte de la schoenita filtrada se mezcla con agua para producir sulfato potásico conforme a la reacción:



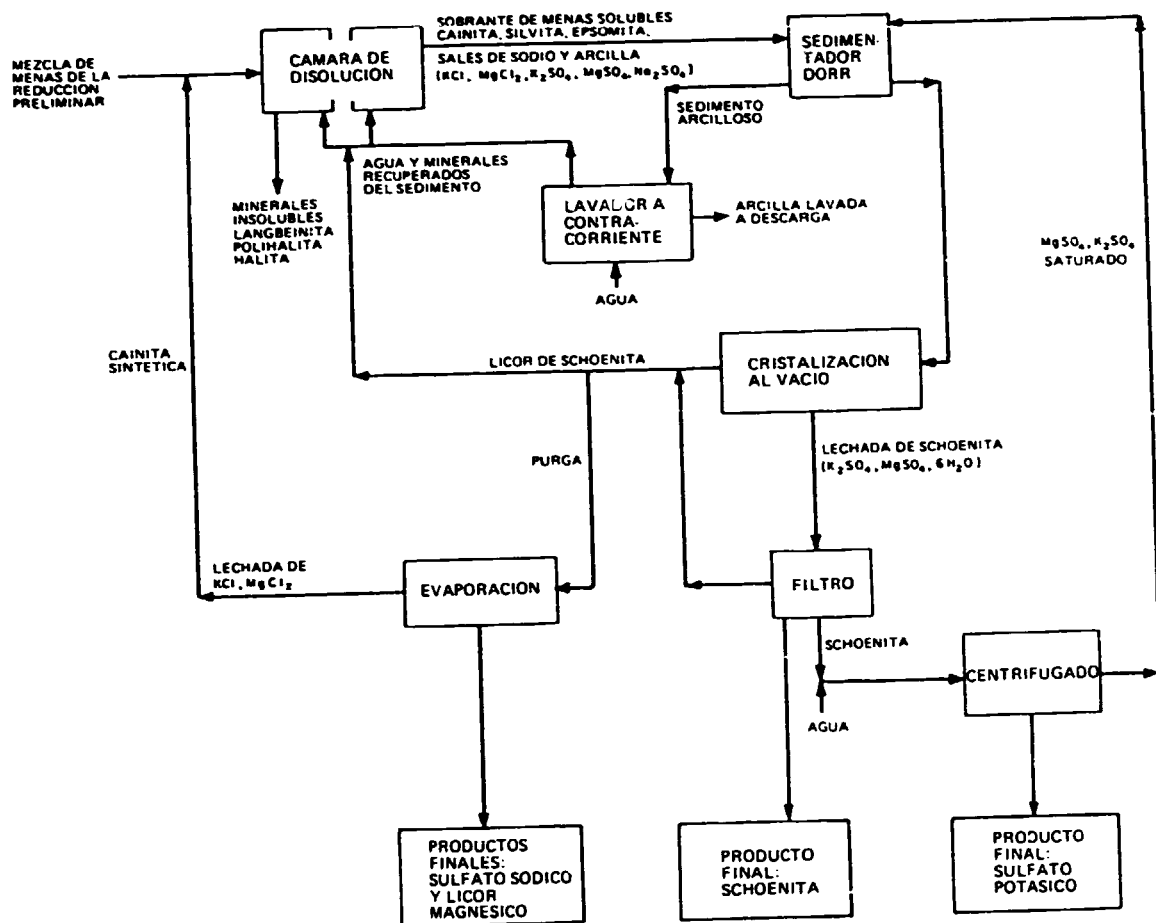
El sulfato potásico se elimina como producto final por centrifugación y el licor caliente se recicla a los tanques de sedimentación.

El lodo espesado procedente de los tanques de sedimentación contiene una arcilla salina que se lava con agua a contracorriente para reducir a un mínimo las pérdidas de potasio. Este licor de lavado, junto con el filtrado de la filtración de schoenita, se envía a los tanques de disolución para que actúe como disolvente de la mena original.

Durante la conversión de la cainita en schoenita (segunda de las ecuaciones dadas más arriba) se forma también cloruro magnésico. Si se deja que la concentración de este cloruro magnésico aumente indefinidamente, el proceso no funcionará debidamente. Para solucionar este problema, parte del filtrado de schoenita se retira y se envía a un evaporador en el que se elimina la cantidad suficiente tanto de sodio como de potasio para mantener una concentración constante de estos materiales en el sistema. La lechada restante se recicla a los tanques de disolución como "cainita sintética". El licor de cloruro magnésico concentrado se utiliza para la obtención de productos que requieran magnesio.

Este proceso permite utilizar las menas del Cárpato para obtener varios productos de valor comercial tales como sulfato potásico, sulfato potásico-magnésico, cloruro potásico, sulfato sódico, y licores de cloruro magnésico.

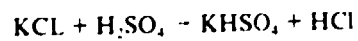
Figura 6. Tratamiento de las menas poliminerale de los Cárpatos

Fuente: *Phosphorus and Potassium*, 59, 1972.

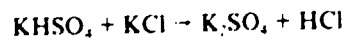
4. Producción de sulfato potásico mediante procesos térmicos

Proceso Mannheim

Este proceso para la fabricación de sulfato potásico a partir de cloruro potásico y ácido sulfúrico entraña una reacción en dos etapas. La primera reacción, que se indica a renglón seguido, es exotérmica:



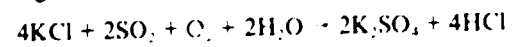
Sin embargo, la segunda reacción es endotérmica:



La primera reacción se opera a una temperatura relativamente baja y da bisulfato potásico (KHSO_4) que se calienta en un horno Mannheim para completar la segunda reacción. El proceso se utiliza en Bélgica y en los Estados Unidos.

Proceso Hargreaves

En este proceso, el cloruro potásico, finamente molido, se dispone en briquetas, se seca, se tamiza, y luego se carga a una cámara de conversión. En la cámara penetra dióxido de azufre bien caliente procedente de un quemador de azufre, junto con el suficiente aire sobrante y vapor de agua para completar la reacción, que es la siguiente:



En la práctica, el gas pasa por una serie de cámaras de conversión que se cargan y descargan por tandas. El flujo del gas que contiene SO_2 es tal que primero entra en contacto con un convertidor en el que la potasa se ha convertido casi totalmente en K_2SO_4 , y el gas al final fluye por un convertidor que contiene una carga virgen de briquetas de KCl .

Utilización del HCl

Tanto en el proceso Mannheim como en el Hargreaves se obtiene, como subproducto, ácido clorhídrico al que hay que dar una utilización o bien darle salida. En Bélgica, el HCl se utiliza para producir fosfato dicálcico por reacción con fosforita seguida por neutralización con caliza o cal (véase el capítulo XVI). Un subproducto de esta reacción es una solución de CaCl_2 que puede plantear el problema de cómo darle salida. En los Estados Unidos, el HCl subproducto se usa principalmente para acidular pozos de petróleo a fin de recuperar más petróleo. La planta de K_2SO_4 se puede construir en un campo petrolífero para minimizar los gastos de transporte del HCl. Otros posibles usos del HCl relacionados con los fertilizantes son el de destinarlo a producir cloruro amónico (véase el capítulo VIII) o a producir ácido fosfórico por un proceso de extracción con disolvente (véase el capítulo XIII).

Usos del sulfato potásico

El sulfato potásico u otras formas de potasa distintas del cloruro se prefieren para la fertilización de ciertas plantas a las cuales podría perjudicar el cloruro. Así ocurre, por ejemplo, con el tabaco, las patatas (a veces) y las uvas. Además, también se necesitan fuentes de potasa distintas del cloruro en las zonas en que la acumulación de cloruro en el suelo constituye un problema, como ocurre en los Países Bajos o en muchas regiones áridas en las que las sales de cloruro contenidas en el agua de riego se acumulan en el suelo. El

sulfato potásico se puede preferir por su contenido en azufre en aquellos casos en que los suelos carezcan tanto de potasio como de azufre.

5. Producción de nitrato potásico¹

Proceso de potasa de la Southwest

Se dispone el cloruro de potasio en una lechada con ácido nítrico al 65% que se ha enfriado previamente para impedir que se opere una reacción antes de alimentar la lechada (figura 7) [12]. En el reactor, que funciona a una presión de unos 25 psig (1.76 kg/cm²), la lechada se calienta con vapor de ácido nítrico hasta unos 75°C, con lo que tiene lugar la reacción que refleja la ecuación siguiente:

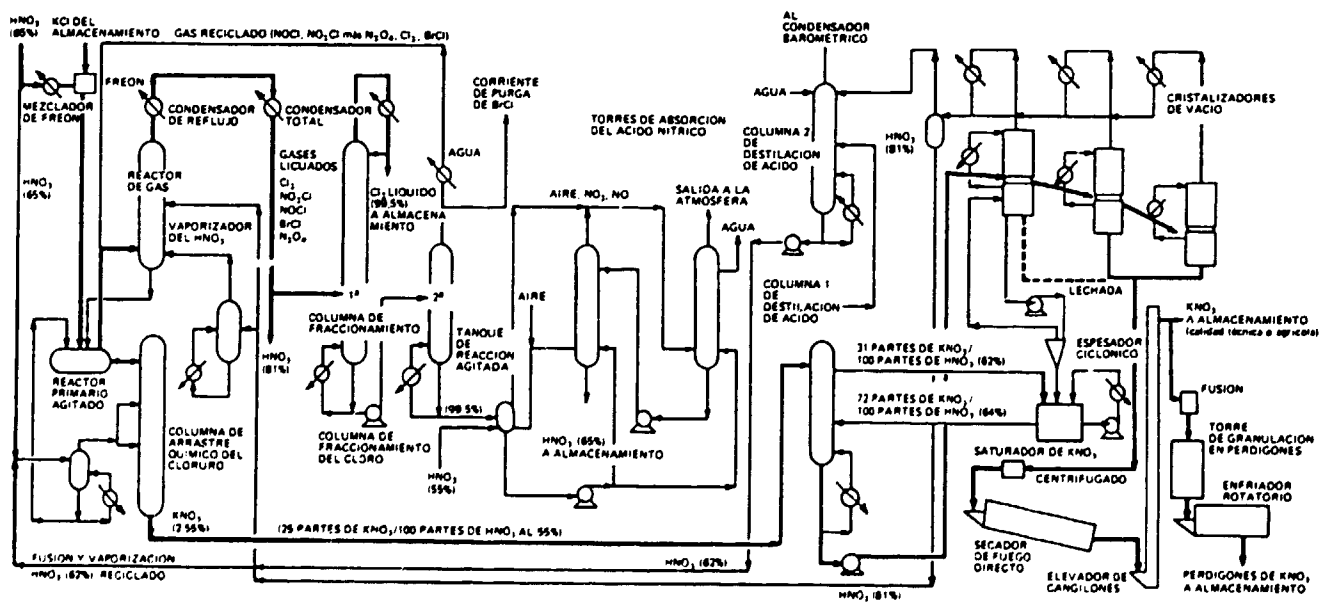


Aproximadamente el 90% del cloro se elimina en forma gaseosa. Como las condiciones que se dan en el reactor son sumamente corrosivas, el reactor, que en realidad es un autoclave agitado, tiene que fabricarse con titanio y revestirse interiormente con ladrillo resistente a los ácidos.

De la cuba del reactor, la solución fluye a la columna de arrastre químico del cloruro, en la que se calienta con más vapor de ácido nítrico hasta alcanzar su punto de ebullición a unos 150°C. Con este tratamiento se completa la

¹Este apartado se ha tomado y resumido de *Phosphorus and Potassium*, volumen 52, con permiso de la British Sulphur Corporation [12].

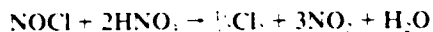
Figura 7. Diagrama del proceso de potasa de la Southwest para la producción de nitrato potásico



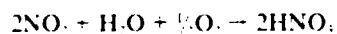
Fuente: *Phosphorus and Potassium*, 52, marzo-abril, 1971

reacción y se origina una solución que ya no contiene sino menos de 10 ppm de cloro. Para lograr esto es necesario mantener un exceso de ácido nítrico que corresponda a una concentración del 55% en la solución.

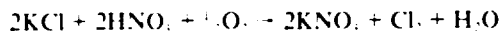
La mezcla gaseosa que viene del reactor agitado, y que contiene cloruro de nitrosilo y cloro, se oxida en el reactor de gases por medio de ácido nítrico bien caliente a una concentración de por lo menos 80% a 150°C. La reacción que se opera entonces da dióxido de nitrógeno y más cloro, en la forma siguiente:



El agua formada en la oxidación se condensa y se alimenta al reactor primario. El cloro y el dióxido de nitrógeno se separan en productos líquidos; el cloro se alimenta a almacenamiento mientras que el dióxido de nitrógeno se oxida con aire y se absorbe en agua para producir ácido nítrico al 65%. Esta etapa de oxidación se caracteriza por la siguiente ecuación química:



La reacción general en todo el proceso corresponde a la siguiente ecuación:



En la sección gaseosa del proceso se utilizan dos columnas de destilación para separar el cloro puro del dióxido de nitrógeno puro. El cloro se elimina de la parte superior de la primera columna y el dióxido de nitrógeno de la parte inferior de la segunda columna, mientras que en la sección húmeda la solución de nitrato potásico-ácido nítrico se concentra en la columna de destilación de ácidos. Se ha considerado práctico concentrar la solución hasta obtener un 81% de ácido nítrico; los vapores de ácido diluido presentes en la fracción superior se concentran luego, hasta un 62% de HNO_3 , en una segunda columna de destilación. El material procedente de la parte inferior de la primera columna de destilación de ácidos se alimenta a una batería de cristalizadores de vacío en la que el nitrato potásico se precipita y es separado por una centrifugadora. El producto se deseca y puede almacenarse directamente o bien fundirse y transformarse en perdigones a 340-350 C en una torre de granulación en perdigones de 35 pies (10,7 m). Para este proceso se producen nitrato potásico tanto de calidad técnica (99,3%) como de calidad agrícola (99%).

Proceso IMI

La alternativa a un proceso de fabricación de nitrato potásico basado en la destilación y efectuado a temperaturas elevadas mediante ataque directo con ácido es la extracción por disolvente a

temperaturas relativamente bajas. A bajas temperaturas, la reacción de formación del nitrato potásico se opera, con ayuda de la extracción por solventes y sin ninguna reacción lateral, conforme a la ecuación siguiente:



De esta forma, la vía de extracción por disolvente evita algunos de los graves problemas de corrosión que son característica inherente del proceso antes descrito. Sin embargo, las instalaciones para extracción con disolvente y las de regeneración que deben acompañarlas resultan bastante costosas, lo cual contrarresta, al menos en parte, la ventaja económica que proporciona la reducción de la corrosión.

En este proceso, desarrollado por la Israel Mining Industries, se parte de cloruro potásico —junto con cantidades estequiométricas de ácido nítrico al 60-70% enfriado— que se alimenta al primero de una serie de reactores de conversión a una temperatura de entre 5 y 10 C (figura 8). Se añaden también disolvente y salmuera de reciclado. La reacción entre el cloruro potásico y el ácido nítrico es, en condiciones normales, reversible, pero en este caso, debido a la presencia del disolvente, la reacción se completa casi por entero. El nitrato potásico se produce en la fase sólida. Tanto el ácido clorhídrico como el ácido nítrico no reaccionado se disuelven en la fase disolvente y se eliminan, mientras que los cristales de nitrato potásico se separan, por decantación y centrifugado, y se secan para su almacenamiento. Parte del producto se funde y se granula en perdigones.

El resto del proceso corresponde al tratamiento de la fase de disolvente para recuperar ácido clorhídrico de pureza razonable y reciclar la mezcla de disolvente-ácido nítrico al sistema del reactor. Tanto el ácido clorhídrico como el nítrico son solubles en el disolvente pero, afortunadamente, sus coeficientes de distribución difieren lo bastante para que el ácido clorhídrico se elimine por separado en un sistema de extracción líquido-líquido a contracorriente. El ácido clorhídrico se utiliza para producir ácido fosfórico por el sistema IMI de extracción por disolvente descrito en el capítulo XIII.

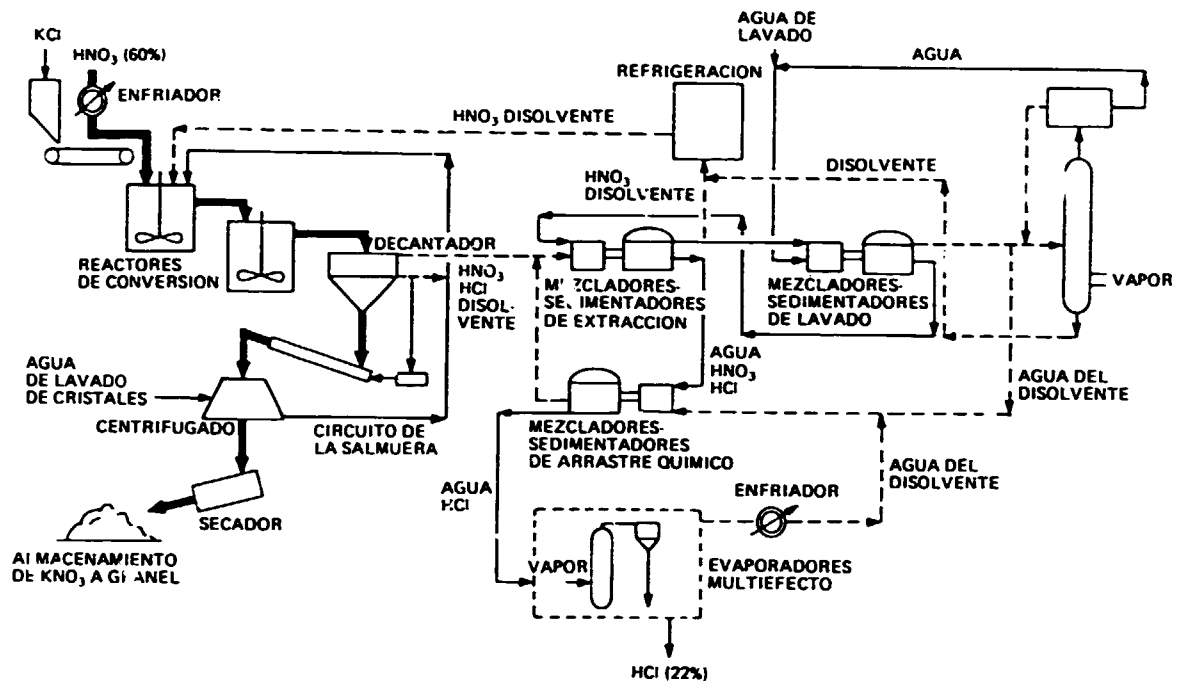
Otros procesos

El nitrato potásico puede recuperarse como coproducto en ciertos procesos de obtención de nitrofosfatos descritos en el capítulo XV.

G. Eliminación de desechos

Al beneficiar la silvinita se obtiene como subproducto cloruro de sodio que contiene una

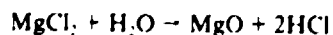
Figura 8. Diagrama del proceso IMI para la producción de nitrato potásico



Fuente: *Phosphorus and Potassium*, 52, marzo-abril, 1971

pequeña cantidad de cloruro potásico. La lechada de desecho suele bombearse a una zona de almacenamiento circundada por un muro de contención de tierra, para que solidifique gradualmente a medida que se evapora el agua que contiene. En el caso de unas pocas minas, su emplazamiento es tal que esta lechada puede bombearse a un océano o a un río. Este último sistema de eliminación se ve sujeto cada vez a más intensos ataques y prohibiciones, por razones de lucha contra la contaminación. La refinación de otras menas de potasa también entraña la obtención de sales subproducto que han de tratarse de modo similar. Si cerca de las refinerías se dispone de terrenos planos y suficientemente sólidos, el costo de la contención no es excesivo. Sin embargo, no siempre se dispone de terrenos adecuados, y ello crea un grave problema. Además, la cadencia neta de evaporación difiere según las sales, lo cual influye en el tiempo que se requiere para la solidificación.

El licor de carnalita subproducto contiene sobre todo $MgCl_2$. Una tonelada de mena de carnalita produce 0,3-0,5 m³ de salmuera. Los licores subproducto de la producción de sulfato potásico también contienen en gran medida $MgCl_2$. La utilización del $MgCl_2$ por hidrólisis y calcinación se practica en Israel. La reacción es la siguiente:



El MgO es útil para la producción de refractarios. El HCl se utiliza para obtener ácido fosfórico por el proceso de extracción con disolvente de la IMI.

H. Potasa de calidad química

La potasa de calidad química, que es un cloruro potásico muy refinado, se utiliza casi exclusivamente para producir cloro e hidróxido de potasio (KOH), llamado normalmente potasa cáustica.

La elevada pureza de la potasa de calidad química es importante por tres razones, por lo menos, a saber:

1. Ciertas impurezas inaceptables del cloruro potásico de calidad química se transportan en el proceso que conduce a la obtención de potasa cáustica.
2. La eficiencia de la fabricación de potasa cáustica en una célula electrolítica se ve afectada por la presencia indebida de diluyentes.
3. La presencia de metales pesados hace que, en presencia de cloro, se libere hidrógeno en las pilas electrolíticas, lo que da lugar a la formación de mezclas explosivas.

La refinación del muriato de potasa para producir la potasa de calidad química se obtiene redisolviendo y recristalizando un cloruro potásico ya cristalizado.

La mayor parte de la potasa de calidad química se utiliza en la producción de hidróxido de potasio (KOH). El proceso entraña la electrólisis de una salmuera de KCl que da KOH y cloro. El principal uso de la potasa cáustica se encuentra en la fabricación de jabones líquidos, que cada vez están más extendidos. Otras aplicaciones son las operaciones textiles, grasas, catalizadores, grabado, baterías alcalinas y fabricación de caucho. Además del uso directo de la potasa cáustica en los jabones líquidos u otros productos, gran cantidad se utiliza también en la producción de carbonato potásico (K_2CO_3) y otros compuestos potásicos. Más de la mitad del carbonato potásico se utiliza en la fabricación de vidrio. Parte del carbonato potásico se somete a ulterior carbonización para obtener bicarbonato potásico, $KHCO_3$, que se usa mucho en la industria alimentaria y en medicina. El KOH se utiliza también para fabricar fosfatos potásicos destinados a fertilizantes especializados.

Un 4% aproximadamente del consumo mundial de potasio corresponde a aplicaciones industriales, a saber:

Detergentes y jabones	35%
Vidrio y productos cerámicos	25%
Textiles y pigmentos	20%
Productos químicos y drogas	13%
Varios	7%
	<hr/> 100%

El cloruro potásico refinado se envía en sacos o a granel en vagones-tolva modificados llamados "de regadera". Al KCl de calidad química no se le añaden productos antiaglomerantes porque pueden causar explosiones en las pilas electrolíticas. Con un vagón-tolva, el cloruro potásico de calidad química sale del vagón en forma de lechada, mientras que con el de solución se disuelve por completo y se saca del vagón por bombeo. El cuadro 2 da las características de un cloruro potásico normal de calidad química. Adviértase que se garantiza un contenido mínimo de 99.9% de KCl.

I. Tamaño de partícula de la potasa

Durante gran parte del tiempo transcurrido desde que se inició la producción de potasa en Europa y en América del Norte, el tamaño de partícula apenas tenía importancia. Cada compañía expedía, para fines agrícolas, el campo de tamaños más fácil de producir, aproximándose a lo que hoy se clasifica como calidad "estándar" [13]. Por aquel entonces, la potasa de uso agrícola o bien se

CUADRO 2. CLORURO POTÁSICO (CALIDAD QUÍMICA)

Componente	Unidad	Contenido garantizado	Valor corriente
KCl	%	99.9 (mín.)	99.92
K_2O	%	63.12 (mín.)	63.13
H_2O (a 105 C)	%	0.07 (máx.)	0.02
H_2O (a 700 C)	%	0.67 (máx.)	0.30
Insolubles en agua	ppm	75 (máx.)	12
Insolubles en ácido	ppm	75 (máx.)	8
Sodio, Na	ppm	150 (máx.)	100
Bromo, Br	ppm	700 (máx.)	600
Sulfato, SO_4	ppm	10 (máx.)	5
Calcio, Ca	ppm	10 (máx.)	
Calcio y magnesio, Mg	ppm	30 (máx.)	
Hierro, Fe	ppm	5 (máx.)	2
Plomo, Pb	ppm	3 (máx.)	0.5
Cobre, Cu	ppm	0.5 (máx.)	0.05
Níquel, Ni	ppm	0.5 (máx.)	0.05
Cromo, Cr	ppm	0.1 (máx.)	0.01
Molibdeno, Mo	ppm	0.1 (máx.)	0.01
Vanadio, V	ppm	0.1 (máx.)	0.01
Titanio, Ti	ppm	nada (máx.)	0.01

Densidad gravimétrica, producto suelto: 1 041 kg/m³

Color: blanco

aplicaba como material sin mezcla o se utilizaba para la producción de fertilizantes compuestos "pulverizados" o, más adelante, "amonificados". Poco después de 1950, cuando se desarrollaba en los Estados Unidos la granulación de los fertilizantes compuestos y se echó de ver que el equipo inicial resultaba demasiado pequeño, la Southwest Potash Corporation introdujo la calidad "basta" como ayuda para la granulación. En la actualidad, la mayoría de los productores norteamericanos ofrecen potasa basta cuyo tamaño de partícula suele oscilar entre 0,8 y 2,0 mm. El uso de muriato de potasa con mayor tamaño de partícula contribuyó efectivamente a facilitar la aglomeración deseada y, por lo tanto, redujo el reciclado de partículas más finas que las que pasaban por el último de los tamices que se venían utilizando. Esta práctica condujo a una elevación de las cadencias de producción en muchas plantas dotadas de equipo para material de tamaño inferior al deseado. Las unidades de granulación instaladas en los últimos años del decenio de 1950 o más tarde en Europa, en los Estados Unidos, en el Japón y en otros países estaban mejor equipadas en lo que se refiere a incorporar materiales de potasa de calidad "estándar" en fertilizantes compuestos granulares.

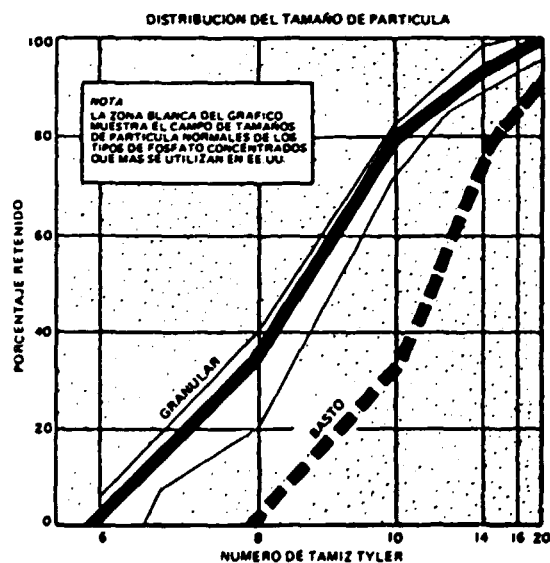
Con el advenimiento de la "mezcla a granel" hacia 1960, se introdujeron los materiales "granulares". Reforzó esta tendencia la introducción del fosfato diamónico granular, en gran parte en los tamaños de entre 6 y 14 mallas de la serie de tamices Tyler (1,2 a 3,3 mm). A medida que se desarrolló la tendencia a la mezcla a granel en

plantas pequeñas situadas en las cercanías de la zona de consumo inmediato, aumento del mismo modo la demanda de tamaños de partícula grandes. La mezcla a granel se practica con gran frecuencia en los Estados Unidos y en el Canadá, pero su uso viene aumentando también en la América Latina y en algunas otras regiones. También se prefiere la potasa granular para la aplicación directa.

Los industriales que practican la mezcla a granel utilizan tanto la potasa "basta" como la "granular". Con todo, la potasa "basta" no empareja bien con el tamaño de partícula de los materiales de nitrógeno y de fosfato que suelen utilizarse para la mezcla a granel, lo que conduce a que el control de análisis de las mezclas a granel sea insatisfactorio (véase el capítulo XXII).

Gradualmente, la industria de la potasa, en particular en Norteamérica, viene incrementando su capacidad de compactación del material granular. De la misma manera, los propietarios de plantas de mezclado reconocen la necesidad de utilizar potasa de un tamaño que sea similar al de los demás materiales de la mezcla y, por lo tanto, vienen eligiendo cada vez más la potasa "granular". La figura 9 da idea de la semejanza de la potasa "granular" con otros materiales granulares y sus diferencias con respecto a la potasa "basta". Estudios efectuados en el Centro de Desarrollo de Fertilizantes de Muscle Shoals (Alabama, EE.UU.) demuestran que todos los materiales de una mezcla deben estar comprendidos dentro de un tamaño $\pm 10\%$ del tamaño de partícula correspondiente a cada número de tamiz, para evitar una segregación indebida.

Figura 9. Tamaño de partícula de la potasa granular y de la basta en comparación con los fosfatos granulares disponibles en los Estados Unidos



En Alemania, que es el país en que primero se produjo la potasa, resulta que la kieserita, la carnalita y la anhídrita insoluble son de grano fino y con cristales tan entremezclados que la separación por molienda y flotación es casi imposible. El principal método de beneficio utilizado en Alemania es la cristalización. En la actualidad se utilizan algunas unidades de flotación. En unidades de cristalización más recientes instaladas en Europa se puede producir un grano redondeado de 1 mm de diámetro, aproximadamente. La compactación de partículas finas hasta llegar al campo del tamaño granular se ha introducido en Europa. En Norteamérica la potasa basta y, en el caso de algunas menas, alguna potasa granular se pueden producir por flotación.

En Norteamérica, el tamaño de las potasas granulares queda entre 1,2 y 3,3 mm. En Francia, la potasa compactada tiene entre 0,8 y 5,0 mm. Una fracción tamizada que se vende como "granular" tiene entre 1,5 y 5,0 mm, predominando las partículas con tamaños de entre 1,8 y 4,0 mm.

Las plantas de Alemania occidental tienen unidades de compactación para potasa "granular" [13]. En la mayoría de las plantas de Alemania occidental se utilizan cristalizadores Swenson para producir una partícula semibasta.

En la República Democrática Alemana, la planta de Unterbreizbach tiene instalaciones de granulación para producir al año unas 250.000 toneladas (en base K₂O). Este producto mide entre 0,5 y 4,0 mm, pero puede tamizarse en el puerto de Wismar, para dejarlo en 0,5-1,5 mm y 1,5-4,0 mm, que son las fracciones que se exportan.

En la URSS, la industria de la potasa piensa elevar la proporción de producto granulado al 75% de la producción total. En 1977 sólo se produjeron aproximadamente 1,0 millones de toneladas. Tanto las minas de Uralkali como las de Bieloruskali tienen unidades de compactación.

1. Diferencia de precios según calidad y tamaño

Los siguientes precios dan idea de las distintas "calidades" de muriato de potasa que ofrecen los productores norteamericanos [14]:

Calidad	Precio (febrero-junio 1977) ^a		
	Campo normal de tamaños, mm ^b	\$ tonelada corta, unidades de K ₂ O ^c	\$ kg de K ₂ O
Estándar	menos de 0,8	0,80	0,088
Basta	0,8-2,0	0,84	0,093
Granular	1,2-3,3	0,86	0,097
Soluble (62-63% de K ₂ O)	menos de 0,8	0,86	0,097

^aPrecios de lista tomados de *Phosphorus and Potassium*, 83/14 (1976), F. O. B. mina en Canadá.

^bLas especificaciones varían algo de un producto a otro.

^cUnidad de tonelada corta de K₂O = 20 lb (9,1) de tonelada corta.

Los precios arriba indicados muestran que se paga una prima, por así decirlo, por la potasa granular en relación con el precio estándar y que esa prima es de unos 4 dólares por tonelada métrica de muriato de potasa con 60% de K₂O. La potasa "soluble" también se paga con prima; no contiene impurezas insolubles y se usa principalmente en fertilizantes fluidos. Se prefiere el tamaño de partícula fino por la rapidez de disolución o, en el caso de suspensiones, porque se evita una sedimentación rápida.

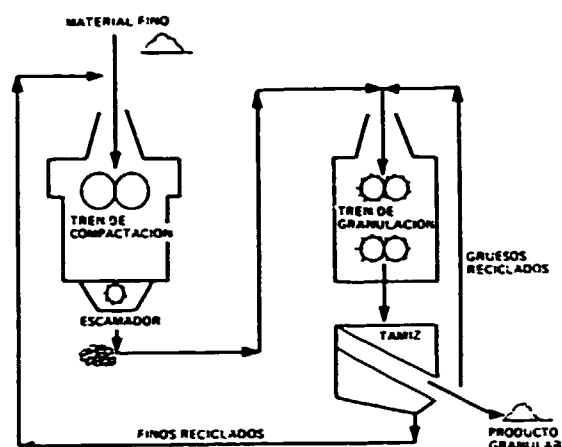
La prima pagada por la potasa granular ha variado considerablemente desde 1976. A mediados de 1979, la prima para ventas internacionales de potasa granular canadiense o europea era de unos \$10/t, pero en el caso de las ventas efectuadas en el interior de Norteamérica, la prima oscilaba entre 10 y menos de 5 dólares por tonelada, probablemente como reacción a los factores de oferta y demanda.

También el sulfato de potasa se ofrece en tamaños estándar y granulares; el precio del granular en 1976 era superior en unos \$8.60/t al de la calidad estándar. En el caso del sulfato magnésico-potásico, la prima pagada por la calidad granular era de \$6.60/t. Los productos de potasa granular pueden obtenerse por tamizado de productos de flotación o tras una compactación entre rodillos como la que se describe en otros puntos del presente manual. Sin embargo, el sulfato de potasa granular sólo puede producirse por compactación.

2. Granulación de las sales potásicas

La granulación de las sales potásicas finas se lleva a efecto a escala comercial por compactación. Se han intentado algunos otros métodos, pero de ninguno se sabe que esté en explotación comercial. En la figura 10 se da el diagrama típico de una unidad de compactación entre rodillos para la producción de muriato de potasa granular. El producto de entrada es potasa fina más finos reciclados del proceso. Este producto se precalienta en un transportador calentado al vapor y se alimenta a una tolva que queda situada encima de un par de rodillos de superficie lisa. Los rodillos giran el uno contra el otro y comprimen al material haciéndole formar una lámina continua. Esta lámina se fragmenta en escamas mediante un "escamador". Las escamas se tamizan para eliminar los finos y luego se alimentan a dos "trenes de granulación" dispuestos en paralelo. Consisten estos trenes de granulación en unos rodillos de superficie ondulada formando pliegues de bordes ásperos diseñados con el fin de que quebranten las escamas de forma tal que sea máximo el porcentaje de las que resultan con el tamaño de partícula deseado. También pueden

Figura 10 Diagrama simplificado de la granulación de potasa con compactación entre rodillos.



Fuente: Allis Chalmers.

utilizarse otros tipos de equipo quebrantador, como los llamados de jaula. El producto de estos quebrantadores se tamiza para eliminar los finos (que se reciclan al compactador), separar también el producto del tamaño deseado (1.2-3.3 mm) y el de tamaño excesivo (que pasa a un tercer tren granulador). El producto procedente del tren granulador se tamiza para recuperar más producto del tamaño deseado. El producto de tamaño excesivo se recicla al granulador y los finos se reciclan al compactador. Del producto total de salida, el 40-60% se recupera como producto granular, y el resto se recicla, como finos, al compactador.

En un proceso similar, la potasa que entra en el sistema se conforma en briquetas comprimiendo el material entre dos rodillos que, en vez de tener superficies lisas, cuentan con unos alojamientos enfrentados. La forma de las briquetas puede ser larga y estrecha, como la de un cigarro puro. Estas briquetas se trituran luego y se tamizan para obtener el tamaño deseado.

Las máquinas de compactación entre rodillos consisten esencialmente de un juego de dos rodillos accionados de forma que giren hacia el interior de la máquina. Uno de los rodillos tiene un espárrago fijo mientras que el otro flota en un árbol desplazable dispuesto de forma tal que se le pueda aproximar al rodillo fijo mediante pistones hidráulicos que desplazan a los bloques del espárrago que sustenta al rodillo móvil. El material a compactar se alimenta continuamente, desde arriba, al punto de convergencia de los rodillos. Debido a la enorme presión que puede ejercerse sobre el material cuando pasa entre los rodillos, hay un cambio momentáneo de fase que hace que el material fluya plásticamente. Se funden así los cristales en una lámina casi continua de producto

que sale por debajo de los rodillos. El contenido en vacuolos de la lámina puede aproximarse al cero, y su espesor puede oscilar entre $\frac{1}{8}$ y $\frac{1}{4}$ pulgadas (0,3-1,9 cm) según la textura del material alimentado y según qué máquina de compactación se utilice. Entre las máquinas de compactación hay grandes diferencias de tamaño (cuadro 3), pero el mecanismo de compactación es el mismo. Uno de los escasísimos estudios en profundidad de la técnica de compactación ha sido publicado por B. E. Kurtz y A. J. Barduhn [15].

Los factores que afectan a la compactación de la potasa son los siguientes:

Textura del producto de partida

La distribución óptima del tamaño de partícula queda en la pendiente que va, aproximadamente, de un 8% de material retenido en tamiz de 14 mallas a un 8% de material que pasa el tamiz de 200 mallas. Esto incluye los finos que pasan el tamiz de 12 mallas y el reciclado de polvo del circuito de compactación, además del producto virgen cristalino de alimentación. Si en el producto de partida hay excesiva cantidad de cristales bastos, la lámina puede ser más débil y granosa. Una proporción elevada de producto retenido en el tamiz de 200 mallas aumenta el contenido en vacuolos de la lámina y ocasiona fuertes esfuerzos mecánicos en los engranajes de impulsión del aparato de compactación, debido a la vibración de los rodillos y al deslizamiento bajo carga. La segregación puede constituir un serio problema. Para minimizarla cabe usar una cámara de alimentación de pequeño volumen a fin de que constantemente se esté mezclando producto de partida virgen con el material reciclado.

Estado del material de partida

Si en los cristales hay una película residual de algún aceite o amina consecuencia de un tratamiento previo, esto impide la fusión de las superficies y hace que la lámina resultante sea débil y que haya que reciclar a los rodillos una elevada proporción de material. La película puede eliminarse por desecación a alta temperatura. Algunos productores humedecen ligeramente el producto de partida; otros opinan que la incorporación de pequeñas cantidades de aditivos, tales como el almidón, mejora la calidad del producto.

Temperatura del material de partida

La temperatura óptima de alimentación del material, sin rodillos enfriados por agua, es de 120-150°F (49-65°C). Con temperaturas superiores, se originan problemas adicionales de mantenimiento en toda la instalación. Ahora bien, un producto de alimentación muy caliente (300-500°F, o sea 150-280°C) puede transformarse en una lámina sumamente densa a presiones algo más bajas si se pueden tolerar las condiciones de alta temperatura.

Métodos de introducción

La alimentación a los aparatos de compactación puede ser por gravedad o con ayuda de tornillos para alimentación forzada.

Una densidad aparente elevada del producto de partida es condición importante para una buena compactación cuando la alimentación de los rodillos se hace por gravedad. Ahora bien, la densidad queda modificada fuertemente por la presencia de aire ocluido en el material, por lo

CUADRO 3. COMPACTADORAS DE RODILLOS QUE SE UTILIZAN EN LA ACTUALIDAD

	<i>Allis-Chalmers</i>	<i>Komarek-Greaves</i>	<i>Humboldt</i>	<i>Vulcan-Koppers</i>
Diámetro de los rodillos, cm	61	71	91	102
Anchura de los rodillos, cm	61	69	119	127
Revoluciones por minuto	24	42	25	14
Velocidad periférica, m/min.	46	94	72	47
Construcción de los rodillos	Camisa de fundición. Eje macizo de acero.	Rodillo de fundición; camisa de aleación de 2 pulgadas. Eje hueco.	Acero fundido. Enfriamiento interno por agua.	Cuerpo y eje monobloque. Superficie inferior del rodillo enfriada por agua.
Cojinetes	Manguito o rodillo	Rodillo	Rodillo	Rodillo
Capacidad del motor (kW)	149-224	173	2 x 186	448
Presión aplicada, kg/cm	3 575	3 932	4 182	5 362
Método de alimentación	Por gravedad o alimentación forzada con tornillos gemelos verticales.	Alimentación forzada, con tornillos gemelos cuneiformes (relación 4:1).	Alimentación forzada por sistema hidráulico gemelo de velocidad variable.	Cinco alimentadores a presión hidráulicos, de 22 kW, accionados a motor.
Capacidad, tph	27	45	77	91
Cadencia de producción aproximada (material de malla 6 x 14), tph	11	20	26	27

que las cantidades de este aire han de disminuirse hasta niveles tolerables. Esta disminución pudiera lograrse por vibración de la tolva del alimentador que queda situada encima de los rodillos, o bien por vacío, o mediante agitación mecánica. En distintos grados, todos estos métodos ayudan, puesto que disminuyen el contenido en vacuolos del producto de alimentación. Algunos industriales aseguran que la reducción del aire ocluido y el aumento de la densidad aparente que ello origina se obtienen de forma muy eficaz disponiendo, encima mismo de los rodillos, una tolva alta tipo árbol.

En la alimentación forzada se utilizan uno o más tornillos para introducir a presión, en el ángulo de confluencia de los rodillos, el material de partida. Esto persigue dos finalidades, a saber: ayuda a desplazar el aire ocluido y eleva el coeficiente de fricción entre el material de partida y las superficies lisas de ambos rodillos. Las ventajas que se asegura posee el sistema de alimentación forzada son las siguientes: *a)* reducción de la sensibilidad de los rodillos de compactación a las fluctuaciones en la textura del producto de partida; *b)* mayor ángulo en el punto de confluencia de los rodillos, lo cual se refleja en mayor grosor de la lámina compactada y mayor cadencia de producción por el aparato de compactación, y *c)* mayor eficacia de la automatización al utilizar alimentadores de tornillo, por ejemplo, al controlar la velocidad del alimentador a presión para mantener una carga específica en el motor del compactador o para producir un grueso constante de la lámina mediante el envío de una señal de transductor a un mecanismo de regulación de la velocidad del alimentador a presión.

Velocidad del rodillo

Esta variable debe regularse en relación con la textura del producto de partida, el método utilizado para su introducción, y el diámetro del rodillo. Por lo general, los rodillos de gran velocidad producen una lámina más delgada con menos reciclado, pero son sensibles a los cambios de textura del producto de partida. Los rodillos más lentos (10-25 rpm) son más estables, pero producen una lámina estrecha.

Presión del rodillo

Todas las demás variables se regulan para permitir la máxima presión posible del rodillo que sea compatible con un funcionamiento sostenido. Este es el factor de más crítica importancia para compactar bien la potasa que fluye libremente entre los rodillos de compactación. Normalmente, la presión de los rodillos sobre la potasa se expresa en libras por pulgada lineal y suele estar en el campo de las 20.000-30.000 libras/pulgada lineal (corresponde a unos 3.500-5.400 kg/cm

lineal). La presión se aplica a los bloques de cojinete del rodillo flotante por medio de un sistema hidráulico que se regula manualmente o se controla automáticamente para mantener la presión óptima.

Superficie del rodillo

Los rodillos de superficie lisa son estándar, con un margen para eliminar de la superficie, por raspado, el material fundido. Los rodillos pueden ser macizos o llevar conductos interiores para agua de enfriamiento, pero en la industria está muy extendida la práctica de aplicar el enfriamiento exteriormente mediante aspersión con agua, esponjas húmedas, etc. La aplicación de humedad se traduce en grave corrosión de la superficie de los rodillos.

Diámetro del rodillo

La sensibilidad a la distribución del tamaño de partículas y al contenido en aire residual del producto de partida disminuye a medida que aumenta el diámetro del rodillo, lo cual permite obtener mayor velocidad periférica. Uno de los fabricantes de rodillos de gran diámetro utiliza una rejilla dispuesta encima mismo del punto de confluencia de los rodillos. Se hace que el aire baje forzado hacia los rodillos en lugar de escapar hacia arriba con cierto efecto de turbulencia. La lámina resultante sale de los rodillos en forma de tiras longitudinales.

El diagrama de la figura 10 muestra una unidad de compactación Allis-Chalmers de 24 x 24 pulgadas (61 x 61 cm) dispuesta en un sistema independiente de circuito cerrado. Este equipo es muy corriente en la industria y este diagrama, aunque no es estándar, resulta muy claro, dada su sencillez.

Las instalaciones de compactación más recientes se han proyectado de forma que todo el material granular de tamaño aproximado, o casi todo, se recicle de nuevo a la planta de tamizado del producto de la unidad para recuperar un porcentaje del producto como productos bastos o de calidad estándar.

Una desventaja de los procesos de compactación entre rodillos es que los gránulos pueden tener bordes o esquinas delgadas que se desprenden con la manipulación y forman finos. Para solucionar este problema, algunos productores hacen que el producto granular pase por un tambor de agitación para que esos bordes frágiles se desprendan y se puedan eliminar por tamizado. También se ha desarrollado un tratamiento con vapor que ayuda a redondear los bordes. Otros tratamientos de estabilización de las partículas pueden entrañar la adición de humedad o de salmuera por desecación.

La granulación por compactación entre rodillos puede aplicarse también al sulfato potásico, al sulfato amónico, y a los fosfatos diamónicos cristalinos. El proceso puede utilizarse también para granular algunos tipos de fertilizantes compuestos, como los examinados en el capítulo XIX, y para compactar un amplio campo de productos no fertilizantes.

En cuanto al costo de la granulación por compactación entre rodillos, cabe pensar que la diferencia de precios que hay entre las sales de potasa granulares y las de calidad estándar, que es de entre 4 y 8 dólares por tonelada, refleja el orden de magnitud del coste.

J. Capacidades mundiales de producción de potasa

Desde que se abrió la primera mina de potasa en 1861 cerca de Stassfurt (Alemania), la capacidad mundial de producción de potasa ha aumentado a unos 32 millones de toneladas de equivalente en K_2O en 1979 [4], capacidad que corresponde en gran parte a producción como muriato de potasa y, en cantidades mucho menores, a la de sulfato potásico y pequeñas cantidades de nitrato potásico. En la tabla que se da a continuación se resumen las capacidades actuales (1978-1979) por país.

CAPACIDAD MUNDIAL DE PRODUCCIÓN DE POTASA EN 1978-1979

	Miliones de toneladas de K_2O	Porcentaje del total
Total mundial	31,96	100
URSS	10,00	31
Canadá	7,50	24
República Democrática Alemana	3,20	10
República Federal de Alemania	3,30	10
Estados Unidos	2,86	9
Francia	2,39	7
España	0,88	3
Israel	0,88	3
Otros países	0,95	3

En un informe del Banco Mundial se estima que la capacidad mundial aumentará a 39,05 millones de toneladas de K_2O en 1985 [4]. Más del 60% de este aumento previsto se sitúa en la URSS. Se estima en el informe que la tasa de aumento de la capacidad será suficiente para satisfacer el aumento de la demanda por lo menos hasta 1982, en que se espera que la capacidad sea de 36,18 millones de toneladas de K_2O .

K. Precios y costos de producción

Los datos históricos sobre los precios de la potasa no resultan muy útiles, debido al hundimiento súbito de los precios acaecido en 1966-

1972 como consecuencia del desarrollo excesivamente ambicioso de nueva capacidad minera en Saskatchewan y en la URSS a raíz de:

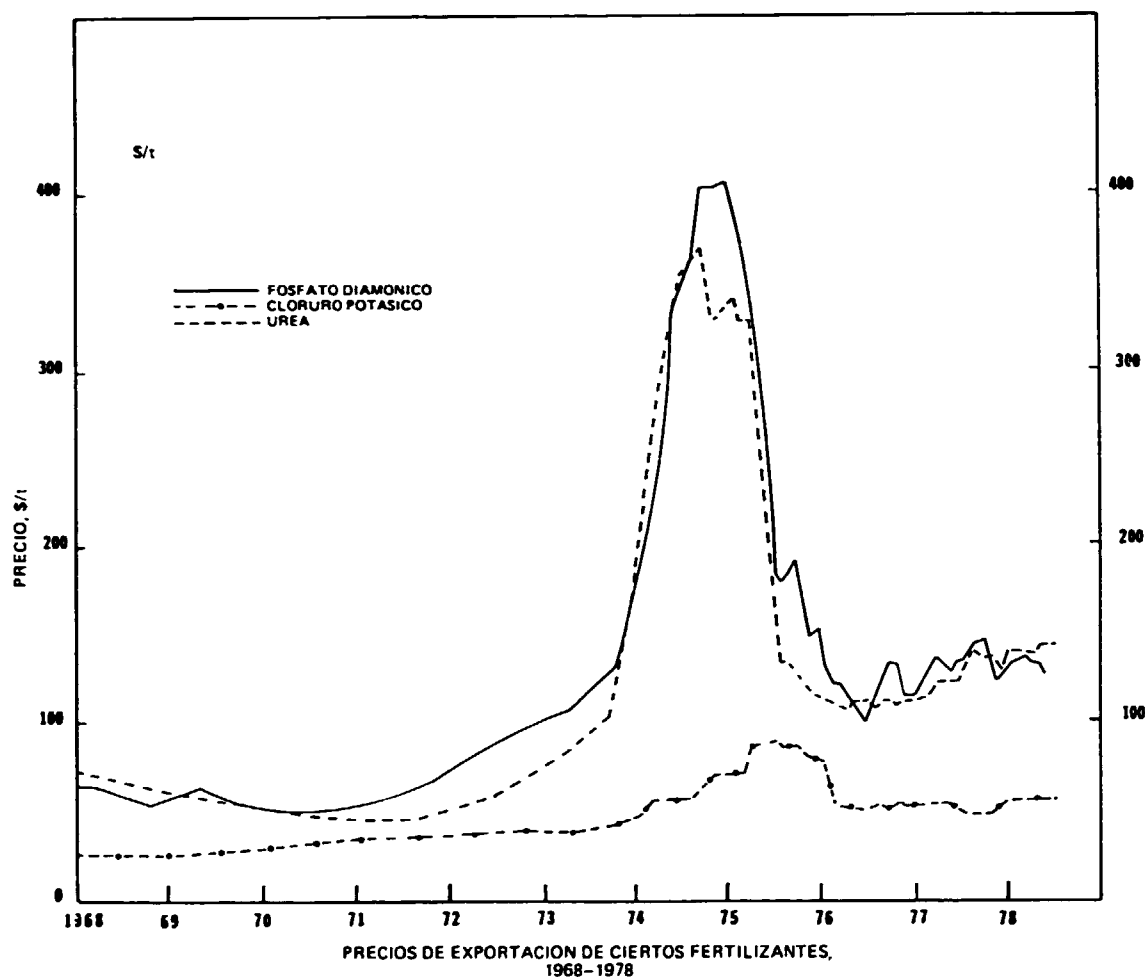
1. Una campaña de ámbito mundial de "alimentos al mundo".
2. El descubrimiento de grandes reservas de potasa y la aparición de tecnología adecuada en Saskatchewan y en la URSS.
3. La expansión de la producción de nitrógeno y de fosfato que alentó las inversiones en nuevas instalaciones de producción de potasa.

La figura 11 representa las tendencias de los precios hasta la fecha para tres materiales fertilizantes importantes [16]. El precio de la potasa —f.o.b. Vancouver— subió de \$33/t de muriato con 60% de K_2O en 1970 a un máximo de \$80/t en 1974 y luego bajó a menos de \$50/t en 1977, para subir a unos \$78/t a mediados de 1979. Es de señalar que los precios de la potasa aumentaron mucho menos durante la época de escasez 1973-1975 que los de la mayoría de los demás materiales fertilizantes [17]. Si se tiene también en cuenta el modesto aumento del precio de la potasa durante los últimos 14 años, parece cierto que los precios de la potasa habrán de subir para absorber los costos de construcción, que aumentan con mayor rapidez. En dólares de valor constante, el precio de la potasa es inferior al de hace 15 años.

En el cuadro 4 se muestra la estimación del costo de capital de una planta proyectada para producir 1,13 millones de toneladas de producto al año, como muriato de potasa, en la mina de Saskatchewan. Se trata de una mena muy rica que será utilizada para producir muriato de potasa agrícola en todos los tamaños. Parte del producto se utilizará para producir calidad soluble de uso agrícola y también calidad química. El costo estimado es de 219 millones de dólares, lo que equivale a unos 194 dólares por tonelada anual de producto, expresado en dólares de 1977.

El cuadro 5 da idea aproximada de los gastos normales de explotación de una planta situada en el Canadá, según se ha descrito más arriba. Procede subrayar que la calidad de las menas y otras condiciones son en Saskatchewan sumamente favorables y que estos costos son inferiores a los de muchas otras explotaciones de potasa, y considerablemente inferiores a los de algunas de ellas. Por otra parte, los gastos de capital necesarios para abrir una mina en Saskatchewan son insólitamente elevados, dada la profundidad de los yacimientos y el hecho de que la formación geológica a través de la cual han de construirse los pozos ofrece gran dificultad por ser un acuífero de alta presión. Además, las rigurosas condiciones climáticas incrementan el costo de la planta de refinación de la mena.

Figura 11. Precios de exportación de algunos fertilizantes, 1968-1978. (Los precios de la potasa son f.o.b. Vancouver, Canadá)



CUADRO 4. COSTO DE CAPITAL (A PRECIOS DE 1977) DE LA MINA Y REFINERÍA DE POTASA DE SASKATCHEWAN, CON CAPACIDAD DE PRODUCCIÓN ANUAL DE 1.13 MILLONES DE TONELADAS DE PRODUCTO

Instalación	Costo, en millones de dólares EE.UU.
Mina	
2 pozos, de 16 pies de diámetro por 3 000 pies, con equipo de elevación	53,0
Equipo de la mina	30,0
Total parcial	83,0
Instalaciones de superficie ^a	136,0
TOTAL ^b	219,0

^aComprende ocho aparatos aglomeradores y un circuito de cristalización

^bNo se ha incluido el capital de explotación.

Tomando como base las premisas expresadas en los cuadros 4 y 5, se han calculado los precios que sería necesario establecer para obtener un 5, un 10 y un 15% de rendimiento de la inversión, después de pagar impuestos, suponiendo además una amortización en 15 años, y los gastos de regalías e impuestos, así como los gastos generales y administrativos correspondientes. Los cálculos se han hecho incorporando o no el impuesto de reserva de Saskatchewan, que es una partida de gastos peculiar en Saskatchewan, y se representan en el cuadro 6.

Es difícil comparar los gastos de inversión y de explotación de la extracción por solución con los de la extracción por galerías y pozos, ya que la extracción por solución se aplica rara vez, salvo en los casos en que la extracción con pozos y galerías no es practicable debido a la excesiva

CUADRO 5. COSTOS DIRECTOS DE EXPLOTACION DE LA PLANTA CANADIENSE

		Costo anual, \$	Costo, \$/t de producto
<i>Personal de la mina</i>			
Oficina	16		
Mantenimiento	74		
Frente de producción	104		
Apoyo a la producción y servicios auxiliares	42		
Total	236	4 786 000	3,51
<i>Personal de la planta</i>			
Servicios generales y administración	48		
Supervisión	19		
Explotación	88		
Mantenimiento	65		
Total	220	4 686 000	3,43
NOMINA TOTAL (con inclusión de un 20% por cargas sociales)		9 472 000	0,48
<i>Gastos generales de la planta</i>			
<i>Mina:</i>			
Suministros de explotación	876 600		
Suministros de mantenimiento	3 123 600		
Energía eléctrica	957 200		
Material fungible y diversos	755 500		
Total		5 712 900	4,19
<i>Planta:</i>			
Suministros de explotación		2 830 100	
Suministros de mantenimiento		1 146 100	
Energía eléctrica		1 587 000	
Material fungible y diversos		377 800	
Total		5 941 000	4,36
Total de los gastos directos anuales de explotación		21 769 700	15,97

CUADRO 6. CALCULO DEL PRECIO DE LA POTASA

Base de cálculo

Capacidad de producción anual: 1,12 millones de toneladas
 La planta comprende 8 instalaciones de aglomeración y una de cristalización
 Costo de capital: 218,75 millones de dólares (192,50 dólares por tonelada de producción anual)
 Costos directos de explotación: 15,97 \$/t
 Costos expresados en \$ EE.UU. de 1977 por tonelada métrica de producto
 Impuesto de reserva, 15 dólares por tonelada corta, no deducible

Costos	Excluido el impuesto de reserva	Incluido el impuesto de reserva
De explotación	\$ 15,95	\$ 15,95
Amortización (en 15 años)	12,84	12,84
Regalías/impuestos	2,20	2,20
Administrativos, etc.	2,20	2,20
Impuesto de reserva	0	16,50
Total	\$ 33,19	\$ 49,69

Precio necesario para obtener —después de pagar los impuestos canadienses en vigor en 1977— el rendimiento de la inversión total que se indica

Porcentaje de rendimiento de la inversión, después de pagar impuestos	Precio, \$/t, f o b Saskatchewan	
	Excluido el impuesto de reserva	Incluido el impuesto de reserva
5	73,59	49,50
10	89,82	65,78
15	106,32	82,12

profundidad de los yacimientos o a las características geológicas de los mismos. Además, en la extracción por solución no hay una separación tajante entre las operaciones mineras y las de beneficio.

La TVA ha estimado las necesidades de energía para tres combinaciones distintas de extracción y beneficio en las condiciones que se dan en América del Norte, en el supuesto de una mena con 26% de K_2O [18]:

	Necesidades de energía GJ t de nitrato de potasa con 60,62% de K_2O ^a
Extracción por solución	6,5
Recuperación por cristalización	5,4
Total	11,9
Extracción con pozos y galerías	2,2
Beneficio por flotación	1,0
Total	3,2
Extracción con pozos y galerías	2,2
Beneficio por cristalización	5,4
Total	7,6

^a1 GJ = 0,984 millones de Btu = 0,239 millones de kcal.

Las necesidades de energía arriba indicadas incluyen tanto la energía eléctrica como el combustible, con las necesidades de equivalente en combustible de energía eléctrica calculadas sobre la base de una eficiencia de conversión del 33%. Es evidente que la minería por solución requiere muchísima energía y, si se basa en los precios del mercado mundial del petróleo (de unos 2 dólares/GJ), resultaría antieconómica a los precios actuales de la potasa. Sin embargo, para generar vapor y electricidad, que son las principales formas de energía necesarias, se puede utilizar cualquier clase de combustible. Así pues, en aquellos lugares en que se disponga de carbón o de gas natural a bajo precio, la extracción por solución puede ser económicamente aceptable. En los climas áridos, la extracción por solución puede modificarse para aprovechar la energía solar; a temperatura moderada se puede producir una solución relativamente diluida, y la mayoría de las operaciones de evaporación y cristalización se pueden efectuar en estanques aprovechando la energía solar. Así se hace en la mina que tiene la Texas Gulf en Utah (EE.UU.).

Para beneficiar por cristalización la mena extraída con pozos y galerías también se requiere bastante energía, pero se cuenta con la ventaja de que se obtiene un producto totalmente soluble y de alta concentración (62% o más de K_2O) que se prefiere para los fertilizantes líquidos y que constituye un intermedio de gran pureza para aplicaciones industriales. Precisamente, algunas plantas preparan por cristalización una parte de su producción para atender estos mercados.

L. Comercio mundial de potasa

Las exportaciones mundiales de potasa en 1976-1977 ascendieron a 13,3 millones de toneladas de K_2O y al 51% de la producción mundial de potasa. Así pues, la potasa es un renglón importante del comercio mundial. Las exportaciones mundiales de fertilizantes potásicos aumentaron a una tasa anual del 7,1% durante el decenio terminado en 1975-1976. Este crecimiento fue superior en un 2% al de la producción de potasa durante el mismo periodo. Nueve países exportaron más del 99% de todos los materiales potásicos, a saber: Canadá, la URSS, Alemania oriental y occidental, Francia, los Estados Unidos, Israel, España e Italia, en las proporciones aproximadas siguientes:

País exportador	Porcentaje de las exportaciones totales
Canadá	40
Estados Unidos	7
Francia	4
Alemania occidental	6
Alemania oriental	19
URSS	19
Israel	3

Correspondieron a los exportadores norteamericanos la mitad aproximadamente de las exportaciones a países menos desarrollados. Los exportadores norteamericanos atendieron también la mayor parte de la demanda de Oceanía y el Japón. Los países de Europa occidental se abastecen principalmente mediante intercambios comerciales en el interior de la región.

Los conductos comerciales internacionales de la potasa quedan determinados en gran parte por los factores siguientes:

1. Costo relativo del transporte.
2. Venta en condiciones especialmente favorables de la ADI y otros organismos.
3. Relaciones políticas y el cártel europeo.

Esta estructura de las exportaciones se ha mantenido razonablemente estable en los últimos años pero puede cambiar algo si la URSS incrementa considerablemente sus exportaciones.

En el cuadro 7 se recogen los datos correspondientes a las exportaciones de potasa efectuadas en 1976 por nueve países, incluida España, a países desarrollados, en desarrollo y con economía de planificación centralizada [19]. Atendiendo a los países de destino, las operaciones de comercio internacional de 1976 se distribuyen en la siguiente forma: 60% de la potasa fue recibida por países desarrollados con economía de mercado; un 15%, por países en desarrollo con economía de mercado; y un 25% por países con economía de planificación centralizada.

CUADRO 7. COMERCIO DE POTASA EN 1976 (EN MILES DE TONELADAS DE K₂O)

Importadores	República Federal de		Italia	España	República Democrática		URSS	Canadá	EE.UU.	Israel	1976	1975
	Francia	Alemania			Alemania							
<i>Países desarrollados con economía de mercado</i>												
Norteamérica	—	20	5	15	—	—	—	4 030	14	48	4 132	3 286
Europa occidental ^a	283	453	11	150	618	462	25	38	172	—	2 213	2 237
Oceania	—	2	—	—	—	14	54	175	—	—	245	210
Otros países ^b	88	91	—	14	21	121	303	96	53	—	787	1 048
Subtotal	371	566	16	179	639	597	4 412	323	273	—	7 377	6 781
<i>Países en desarrollo con economía de mercado</i>												
Africa	47	5	1	—	—	—	—	—	3	8	64	42
América Latina	30	78	4	36	201	101	147	471	19	—	1 088	821
Cercano Oriente	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
Africa	4	—	25	24	3	—	—	—	—	—	56	85
Asia	—	—	5	—	10	—	—	—	—	—	15	8
Lejano Oriente	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
Asia meridional	—	91	—	—	131	3	110	—	—	—	335	245
Asia oriental	19	16	3	—	4	—	163	50	41	—	296	476
Subtotal	100	190	38	60	349	104	420	524	68	—	1 854	1 677
<i>Países con economía de planificación centralizada</i>												
Asia	—	—	—	—	—	38	33	91	1	—	163	292
Europa oriental ^a	5	23	—	—	—	1 277	1 570	—	—	—	2 875	2 971
Subtotal	5	23	—	—	—	1 315	1 603	91	1	—	3 038	3 263
Total mundial^c	476	779	54	239	2 303	2 304	4 923	848	341	—	12 268	11 721

Fuente: Asociación internacional de la industria del fosfato (ISMA) [19].

^aYugoslavia ha sido incluida en Europa occidental.

^bComprende el Japón, Sudáfrica e Israel.

^cLos totales han sido redondeados y no siempre son comparables.

M. Consumo mundial de potasa

Durante los últimos 20 años, el consumo mundial de fertilizantes potásicos viene aumentando a una tasa media de crecimiento anual de un 6%, aproximadamente. En el cuadro 8 se representan las cifras de consumo regional y mundial de potasa para el período 1962-1977, con proyecciones hasta 1985. Durante este período de 15 años, el aumento anual medio del consumo de potasa en el mundo entero ha sido del 6,8%.

En 1977, el consumo mundial de fertilizantes potásicos fue de unos 23,1 millones de toneladas de K₂O. En Norteamérica —primordialmente, en los Estados Unidos— se consumieron 5,5 millones de toneladas; y en América Latina, 1,1 millones de toneladas. En Asia se calcula que el Japón consumía 655.000 toneladas; la China, 400.000; la India 360.000; y Corea del Sur, 200.000, correspondiendo a los demás países 522.000 toneladas.

Para los próximos 7 años, 1977-1985, las proyecciones de la TVA sobre el consumo mundial de fertilizantes de potasa permiten suponer un aumento del 4,2% anual a partir de los 23,1 millones de toneladas de K₂O de 1977 hasta 32,1 millones de toneladas de K₂O en 1985 [16].

Refiriéndose al muriato de potasa, ello supondría un aumento de 15,0 millones de toneladas de producto en los siete años (véase el cuadro 8). Para hacer frente a esta demanda, la producción debería ser aproximadamente un 10% superior al consumo agrícola, a fin de dejar margen al consumo industrial, más el 5% de diferencia normal entre producción y consumo (véase el capítulo I). Un informe del Banco Mundial proyecta un índice de aumento del consumo algo más elevado, con lo que el consumo llegaría en 1985 a los 34,5 millones de toneladas de K₂O [4].

Se espera que las exportaciones norteamericanas de potasa continúen aumentando, sobre todo las procedentes del Canadá, pero también las de Carlsbad, debido en particular a la ventaja logística que supone para el envío a Centroamérica y Sudamérica. Esto refuerza la importancia estratégica de la ubicación de Carlsbad.

En un reciente estudio de la AMAX en que se utilizan tres proyecciones independientes publicadas sobre el consumo mundial de potasa, se ha estimado que el consumo mundial habrá aumentado a unos 64 millones de toneladas de K₂O para el año 2007. A fin de atender esta demanda, habría que aumentar la capacidad de producción

CUADRO 8. CONSUMO DE FERTILIZANTES POTASICOS, POR REGIONES

	Norte- américa	América Latina	Europa occidental	Europa oriental	URSS	África	Asia	Oceania	Total mundial
<i>Miles de t de K₂O</i>									
1962	2 156.4	193.9	3 474.5	1 244.4	703.0	96.2	683.8	130.3	8 682.6
1963	2 372.7	210.5	3 663.6	1 247.3	826.0	107.1	758.4	91.3	9 277.0
1964	2 585.8	270.3	3 779.0	1 410.4	901.0	124.4	877.6	128.4	10 076.9
1965	2 694.3	268.6	3 895.4	1 522.4	1 421.0	156.5	924.3	152.5	11 035.0
1966	3 064.1	292.7	3 930.0	1 709.5	1 891.0	158.0	1 066.5	171.1	12 282.7
1967	3 465.4	326.7	3 941.2	1 929.6	1 902.0	184.4	1 165.6	174.9	13 089.8
1968	3 606.6	366.1	4 231.3	2 092.4	2 136.0	191.2	1 292.1	157.0	14 072.9
1969	3 698.7	536.4	4 191.8	2 308.7	2 176.0	201.7	1 404.9	175.7	14 693.7
1970	3 835.7	556.5	4 371.1	2 468.0	2 319.0	214.7	1 508.6	194.5	15 468.2
1971	4 022.9	646.5	4 796.4	2 678.4	2 574.0	237.0	1 519.1	196.0	16 670.3
1972	4 120.4	659.3	4 996.2	3 015.9	2 788.0	264.1	1 572.4	193.9	17 610.3
1973	4 398.1	769.6	5 091.2	3 011.3	3 238.0	294.8	1 750.5	240.5	18 794.0
1974	4 803.2	894.7	5 395.7	3 319.4	3 605.0	308.6	2 118.7	287.9	20 733.2
1975	4 246.1	929.6	4 602.3	3 397.4	3 884.0	343.8	2 182.8	237.9	19 824.0
1976	4 968.2	872.0	4 478.1	3 707.6	5 176.0	326.3	1 814.6	195.7	21 538.4
1977	5 545.6	1 097.1	4 741.6	3 499.4	5 577.0	350.1	2 002.0	251.5	23 064.2
<i>Previsiones</i>									
1978	5 264.8	1 138.5	4 981.2	3 674.9	5 400.0	376.4	2 364.7	274.0	23 474.5
1979	5 557.4	1 261.5	5 125.2	3 819.0	6 143.0	400.7	2 408.9	283.5	24 999.3
1980	5 743.9	1 362.0	5 269.4	3 949.1	6 650.0	426.0	2 501.2	292.9	26 194.6
1981	5 930.5	1 464.9	5 344.7	4 078.1	7 174.0	453.5	2 594.7	302.4	27 342.8
1982	6 117.1	1 570.2	5 434.2	4 207.3	7 714.0	479.0	2 687.1	311.7	28 520.6
1983	6 302.6	1 676.9	5 515.6	4 336.3	8 270.0	506.5	2 775.8	321.0	29 704.7
1984	6 488.2	1 787.4	5 604.7	4 465.4	8 850.0	534.1	2 868.4	330.3	30 928.6
1985	6 673.8	1 897.3	5 692.9	4 593.4	9 430.0	558.6	2 959.4	339.5	32 145.0

Fuente: [16]

en por lo menos 41 millones de toneladas de K₂O durante el período 1976-2007. Los 41 millones de toneladas de K₂O equivalen a unos 68 millones de toneladas de muriato de potasa. Como la mayoría de esta potasa adicional habría de ser aportada por minas nuevas, tendría que haber una presión fuerte y sostenida hacia la subida de los precios que fuese suficientemente amplia para justificar la inversión en operaciones de extracción de potasa en escala cada vez mayor.

La calidad granular es la que mejor se adapta a la proporción amplia y cada vez mayor que corresponde a los Estados Unidos en el mercado. La mezcla de materiales granulares en pequeñas instalaciones locales se ha hecho práctica corriente en muchos de los estados que más fertilizante utilizan.

En las mezclas a granel se utilizan tanto la potasa granular como la basta, pero se está intentando una labor de difusión de las ventajas del uso de la potasa granular, según se advierte en el cuadro 9. La potasa granular corresponde mejor al tamaño de partícula de otros materiales que se utilizan en las mezclas de materiales sólidos.

La AMAX Chemical ha promovido con éxito el uso de la calidad granular en las mezclas mediante el empleo de la designación comercial

CUADRO 9. VENTAS DE POTASA AGRICOLA POR PRODUCTORES DE EE.UU. Y CANADA EN LOS EE.UU. Y EN CANADA (EN MILES DE TONELADAS DE K₂O)

	Granular	Basta	Estandar
1973	1 394	2 141	1 394
1974	1 588	2 241	1 476
1975	1 191	2 022	1 046
1976	1 665	2 485	1 174
1977	1 824	2 417	1 119
Porcentaje de aumento en 1973-1977	31.1%	12.9%	(19.7%)

K-Gran y ha distribuido folletos y otros materiales de promoción explicando las ventajas de su uso. El consumo de la calidad granular en América del Norte ha aumentado en un 31.1% durante el quinquenio 1973-1977, lo cual indica que tanto los vendedores al por menor como los consumidores se van percatando de las ventajas de esta calidad (cuadro 9). Buena parte de la potasa que se utiliza en los Estados Unidos y en algunos otros países se destina a aplicación directa. Con este fin pueden utilizarse la potasa basta o la granular, pero la granular, con su característica de gran semejanza entre los tamaños de los distintos granulos es posible que dé una distribución más igual cuando la aplicación se haga por medios mecánicos.

Referencias

1. Smith, R. C. 1977. "The Potash Industry." Paper presented at the Annual Meeting of American Association of Plant Food Control Officials, El Paso, Texas.
2. *Potash and Potassium Fertilizers*. 1966. Chemical Process Monograph No. 15. Noyes Development Corporation, Park Ridge, New Jersey.
3. Singleton, R. H. 1978. "Potash." Mineral Commodity Profile MCP-11, U.S. Bureau of Mines, Washington, D.C.
4. Sheldrick, W. E. and H. Stier. 1978. "World Potash Survey." World Bank Working Paper 2.93, Washington, D.C.
5. *World Survey of Potash Resources*, second edition, 1976. British Sulphur Corporation, Ltd., London, England.
6. Von Peter, A. 1977. "The Potash Situation Global Status and Development." Proceedings of the FAI-IFDC Seminar, Paper No. Tech 1/5-1, New Delhi, India.
7. "G.D.R. Potash—Progress Since 1970." 1977. *Phosphorus and Potassium*, 87:40-45.
8. Mitchell, J. B. 1970. "Three Ways to Process Potash." *Mining Engineering*, 22(3):60-62.
9. "Carnallite: The Other Potash Ore." 1976. *Phosphorus and Potassium*, 84:39-41.
10. "Potash, A By-Product of Soviet Alumina-From-Nepheline Process." 1971. *Phosphorus and Potassium*, 53:40-41.
11. "Technical Advances by the U.S.S.R. Potash Industry." 1972. *Phosphorus and Potassium*, 59:41-45.
12. "Routes to Potassium Nitrate—Part 2." 1971. *Phosphorus and Potassium*, 52:52-55.
13. "Sized Potash." 1977. *Phosphorus and Potassium*, 91:39-43.
14. "Canada Prices." 1976. *Phosphorus and Potassium*, 83:14.
15. Kurtz, B. E. and A. J. Barduhn. 1960. "Compacting Granular Solids." *Chemical Engineering Progress*, 56(1):67-72.
16. Harris, G. T. and E. A. Harre. 1979. *World Fertilizer Situation and Outlook*, IFDC Technical Bulletin T-13, International Fertilizer Development Center, Muscle Shoals, Alabama 35660.
17. *The Commodity Shortages of 1973-74: Case Studies*, 1976. United States National Commission on Supplies and Shortages. For sale by the Superintendent of Documents, U.S. Government Printing Office, Washington, D.C.
18. Bloun, G. M. 1974. "The Effects of Increasing Energy Costs on Fertilizer Production Costs and Technology." TVA Bulletin Y-84, Tennessee Valley Authority, Muscle Shoals, Alabama 35660.
19. ISMA Potash Statistics, 1977. International Phosphate Industry Association, Paris, France.

XIX. Fertilizantes compuestos

"Fertilizantes compuestos" es el término utilizado en el presente manual para designar a todo fertilizante que contenga más de uno de los tres nutrientes principales —N, P_2O_5 , y K_2O . Los fertilizantes compuestos pueden contener también uno o más de los elementos secundarios y de los micronutrientes. En los Estados Unidos, la expresión "fertilizantes mixtos" es sinónimo de "fertilizantes compuestos" con algunas excepciones (véanse las "Definiciones" en el capítulo IV). En algunos países europeos los fertilizantes compuestos se subdividen en "fertilizantes mixtos" y "fertilizantes complejos" según que se operen o no reacciones químicas en el proceso de mezcla.

La aplicación de la palabra "compuesto" a los fertilizantes guarda relación con la definición que da el diccionario de la palabra "componer" señalando que se trata de "formar de varias cosas una, juntándolas y colocándolas con cierto modo y orden". "Mixtos", en el uso europeo, se relaciona con la definición de "formado mediante mezcla"; en el uso de los Estados Unidos, guarda más bien relación con la definición de "integrado por diferentes partes o elementos".

En la primera fase del desarrollo de esta industria, los fertilizantes "simples" predominaban en la mayoría de los países. Se desarrollaron primero, en el decenio de 1840, los fertilizantes fosfatados; la industria de la potasa se desarrolló más tarde, en el decenio de 1870; y la del nitrógeno, todavía más tarde. En los Estados Unidos, los fertilizantes compuestos se desarrollaron bastante pronto a base de superfosfato mezclado con guano del Perú, con nitrato sódico chileno, con sales de potasa, y con materiales orgánicos subproducto tales como los desperdicios de pescado, la harina de algodón y los desechos de los mataderos. En los países en desarrollo es corriente empezar con nitrógeno simple y pasar después a los compuestos.

Aunque la producción de los distintos tipos de fertilizantes se haya iniciado de modos tan distintos, la tendencia usual, una vez que empiezan a madurar la industria de los fertilizantes y la agricultura, es a que la mayor parte del fosfato y de la potasa, y parte del nitrógeno, se suministren formando parte de fertilizantes compuestos. Así pues, en muchos países europeos y en el Japón, más del 90% del P_2O_5 y del K_2O , y aproximadamente el 50% del N, se sirven como fertilizantes compuestos. Este fertilizante compuesto suele

aplicarse antes de la plantación de los cultivos comerciales o durante la plantación. Durante el crecimiento de la planta puede hacerse una aplicación adicional de nitrógeno sin mezcla como abonado de superficie o lateral en cobertera. El motivo de esta aplicación dividida es que una parte del nitrógeno aportado durante la siembra puede perderse por lixiviación o descomposición. En los suelos salinos, por ejemplo, es probable que la lixiviación sea importante, y se puede aplicar durante la siembra un fertilizante compuesto bajo en nitrógeno (como el que tiene, por ejemplo, una relación N: P_2O_5 : K_2O de 1:4:4) y efectuar aplicaciones adicionales de nitrógeno durante la fase de crecimiento.

A. Selección de calidades

Los fertilizantes compuestos se formulan en diferentes calidades a fin de aportar distintas proporciones de N, P_2O_5 y K_2O según las necesidades de los diversos cultivos, la fertilidad propia del suelo y la deseabilidad de aplicar ulteriormente nitrógeno sin mezcla. Las recomendaciones en cuanto a las proporciones en que deben aplicarse el N, el P_2O_5 y el K_2O se basan en estudios edafológicos, si se dispone de ellos, o en conocimientos generales del tipo de suelo y de su fertilidad en una comarca o región. Por lo tanto, no cabe determinar con precisión matemática cuál es la "relación óptima" para determinada combinación de suelo-cultivo. Así pues, es práctica corriente recomendar unas cuantas relaciones constituidas por números enteros, tales como 2:2:1, 4:2:1, 1:1:1, 1:4:4, 1:4:2, y 2:2:3. Es muy frecuente que basten unas cuantas de estas relaciones para cualquier región.

Las calidades con contenido bajo o nulo en nitrógeno pueden preferirse para la fertilización de la soja y otras legumbres que obtienen su nitrógeno del aire por fijación simbiótica. También son preferibles las calidades bajas en nitrógeno cuando éste se puede aportar más económicamente mediante su aplicación separada como amoniaco anhidro. Por esta razón, la calidad de NPK más popular en los Estados Unidos es la 6-24-24, y también está muy extendido el uso de diversas calidades de PK sin nitrógeno (consistentes, por lo general, en mezclas).

Los fertilizantes compuestos pueden también contener uno o más elementos secundarios o micronutrientes cuando se ha identificado la necesidad de tales elementos. Los métodos aplicables para la incorporación de estos elementos a los fertilizantes compuestos se examinan en el capítulo XX.

Una vez determinadas las relaciones apropiadas, la calidad puede formularse de forma tal que proporcione la máxima concentración que pueda lograrse con los materiales disponibles o recomendados. Cuando se dispone con facilidad de gran variedad de materiales, puede haber varias calidades con una misma relación. Por ejemplo, en Europa es popular una relación 2:2:3. Varias calidades de esta relación o con una relación muy aproximada a la misma se han producido ya, tales como la 10-10-15, la 12-12-18, la 13-13-20 y la 15-15-21. En la mayoría de los casos, las calidades más bajas han sido reemplazadas por calidades cada vez más altas según lo ha ido permitiendo la existencia de materiales de mayor concentración y de tecnología perfeccionada. Esto no obstante, hay casos en que se prefieren las calidades inferiores porque hay alguna ventaja agronómica o económica en su uso o porque ofrecen mejores propiedades físicas.

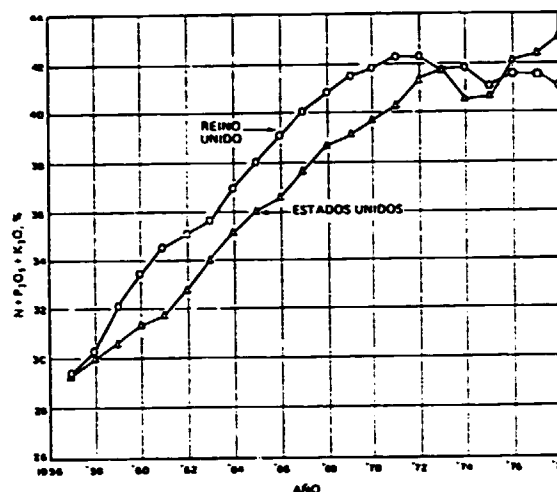
En la figura 1 se advierte cómo ha aumentado la concentración media de los fertilizantes durante los últimos veinte años en los Estados Unidos y en el Reino Unido. Se registró una fuerte elevación de 1957 hasta el año 1970, aproximadamente, tras de lo cual la concentración tendió a estabilizarse o incluso a disminuir ligeramente. En muchos otros países se han dado tendencias similares.

B. Proceso de fabricación de fertilizantes compuestos

Atendiendo al tipo de proceso que se utiliza para su producción, los fertilizantes compuestos pueden clasificarse en la forma siguiente:

1. Mezcla en seco de materiales no granulares o pulverizados.
2. Granulación de mezclas secas mediante procesos en los que las reacciones químicas no constituyan parte esencial del proceso.
3. Granulación de materiales secos con adición de materiales que reaccionen químicamente, por lo general amoníaco o soluciones que lo contengan, y a menudo ácido sulfúrico o fosfórico.
4. Granulación de lechada, en la cual los materiales que han de granularse aparecen en forma de una lechada, derivada normalmente de la reacción del ácido sulfúrico, nítrico o

Figura 1. Tendencias de la concentración de los fertilizantes compuestos



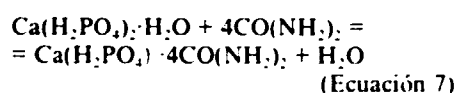
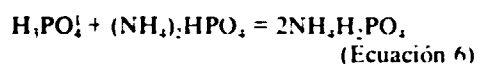
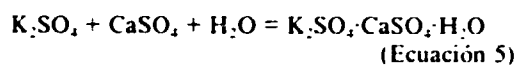
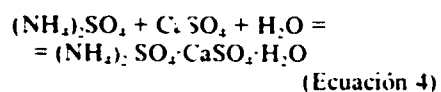
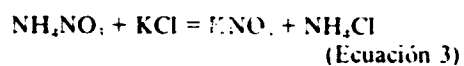
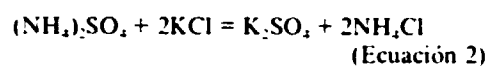
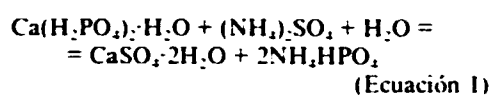
fosfórico, con amoníaco, fosforita, o alguna combinación de estos materiales. En algunas de las variantes de estos procesos, los materiales sólidos pueden añadirse a la lechada durante la granulación; en otros procesos, todos los materiales se incorporan en la lechada de partida.

5. Granulación a partir de una masa fundida en la que toda la mezcla que se ha de granular, o casi toda ella, aparece en forma de una masa muy caliente y fluida, que suele contener menos de 2% de agua, y que se solidifica al enfriarse.
6. Mezcla o mezcla a granel, consistente en un mezclado en seco, mecánico, de materiales granulares. Los materiales pueden ser fertilizantes sencillos o compuestos. La mezcla se puede comercializar a granel o en sacos.
7. Fertilizantes compuestos fluidos o líquidos de dos tipos:
 - a) Líquidos, en los que todos o casi todos los ingredientes se encuentran en solución, llamados a veces "soluciones fertilizantes" o "fertilizantes líquidos claros".
 - b) Suspensiones o lechadas que son mezclas fluidas que contienen sólidos, por lo general en suspensión en una solución saturada de fertilizantes materiales.

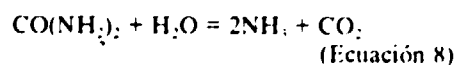
Entre los procesos de preparación de fertilizantes compuestos arriba descritos, los señalados con los números 1, 2 y 6 (mezcla en seco, granulación de mezclas secas y mezcla a granel) reciben a veces la designación de procesos mecánicos, por comparación con los procesos en los que las reacciones químicas son parte esencial del proceso. Los productos obtenidos por estos últimos métodos se designan a veces como productos

"de mezcla química". Ahora bien, en los fertilizantes de mezcla mecánica se dan también muchas reacciones químicas. Las reacciones son a veces ventajosas, pero es más corriente que redunden en detrimento de las propiedades físicas de los productos. El alcance y la velocidad de estas reacciones son mayores en los procesos de granulación en los que la elevación de la temperatura y de la humedad acelera las reacciones. El alcance de la reacción es menor en las mezclas a granel, pero incluso en las mezclas se producen algunas reacciones que pueden perjudicar seriamente a la calidad de los productos.

Algunas de las reacciones químicas corrientes que pueden operarse en las mezclas "secas" se señalan a continuación:

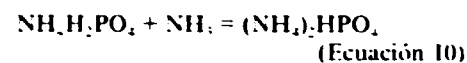
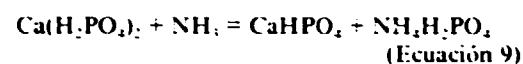


Al producirse alguna de las reacciones indicadas y muchas otras que también pueden darse, se operan procesos de crecimiento de cristales, o de absorción o liberación de agua, que originan apelmazamiento. La urea forma varios aductos; además del aducto con fosfato monocálcico de la ecuación 7, forma aductos con el NH_4Cl , el CaSO_4 y el H_3PO_4 , que se sepa hasta ahora. Además, la urea puede hidrolizarse conforme a la reacción:



Esta reacción puede operarse lentamente en las pilas de almacenamiento según la temperatura, el grado de humedad y la acidez; o, más rápidamente, durante la desecación de fertilizantes compuestos. El amoníaco liberado en la reacción 8 puede reaccionar con el fosfato monocálcico del superfosfato o con el fosfato monoamónico en la forma siguiente:

¹Acido libre en el superfosfato.



Muchas de las reacciones son exotérmicas y originan "autocalentamiento" en las pilas de almacenamiento. La elevación de la temperatura acelera la reacción y puede hacer que la temperatura se eleve hasta tal punto que se produzca una rápida descomposición de los nitratos, lo que libera óxidos de nitrógeno tóxicos. En las mezclas ácidas que contienen nitratos y materia orgánica, se han dado casos de que la oxidación rápida provocara incendios.

i. Mezclado de fertilizantes en seco

Uno de los procesos más antiguos para obtener fertilizantes compuestos es la mezcla en seco. Se toman materiales fertilizantes tales como el superfosfato simple o triple, el sulfato amónico, el nitrato sódico y sales de potasa, se pesan en las proporciones deseadas y se mezclan mecánicamente, por lo general en un tambor rotatorio. Por lo general, los materiales se trituran para que pasen (por ejemplo) un tamiz del 6 (unos 3.3 mm) antes o después de su mezcla. En los albores de la industria, la mezcla se hacía manualmente con rastrillos, azadas, o palas; y en algunos países aún se utilizan los métodos manuales, en particular para las tandas pequeñas.

Para paliar el proceso de apelmazamiento que se produce a veces en el caso de estas mezclas durante su almacenamiento, se añaden acondicionadores voluminosos, tales como tallos, troceados, de las plantas del algodón, arroz, cacahuate o tabaco. También se utilizan materiales orgánicos de desecho, tales como la harina de algodón, la harina de pescado o los desechos molidos y desecados de los mataderos. Además, estos materiales aportan cierto valor nutriente. Con frecuencia se añade caliza molida para neutralizar la acidez del superfosfato y mejorar así sus propiedades físicas.

Para combatir el apelmazamiento, en muchas fábricas las mezclas se almacenan en unos grandes recipientes durante varias semanas a fin de que las reacciones químicas entre los ingredientes puedan operarse más o menos hasta el final. El material así "curado", que por lo general está bastante apelmazado, se tritura hasta que pase un tamiz del 6 antes de ensacarlo. Con este tratamiento se mitiga el problema del apelmazamiento después del ensacado. En algunos países, se practica una ligera amonificación del superfosfato tanto para mejorar sus propiedades físicas como para aportar parte del nitrógeno. Con este fin se ha utilizado

bien sea amoniaco anhidro o soluciones nitrogenadas que contienen amoniaco y nitrato amónico o urea (véase el capítulo X). En algunos casos, el superfosfato se amonificó por separado y se utilizó luego como material de base para preparar otros fertilizantes compuestos; en otros casos, la amonificación se efectuó como parte de la etapa de mezclado. La amonificación reduce la solubilidad en agua del P₂O₅; en los países en que la solubilidad en agua constituía un criterio de valor comercial, no se practicaba la amonificación o, si acaso, se limitaba sólo a la necesaria para neutralizar el contenido en ácidos libres del superfosfato.

2. Granulación de mezclas secas

En el desarrollo de la granulación de los fertilizantes compuestos influyeron los dos factores siguientes:

1. Gradualmente se fue elevando la concentración de los fertilizantes compuestos para minimizar los costos de transporte, ensacado, almacenamiento y manutención. En general, a mayor concentración más graves problemas de apelmazamiento de los compuestos no granulares.
2. Al escasear y hacerse más costosa la mano de obra agrícola, se desarrolló el equipo para la mecanización de la aplicación del fertilizante en las fincas de labranza. Los aplicadores mecánicos requieren un fertilizante que fluya bien y trabajen mejor con material de tamaño muy homogéneo.

Los primeros procesos de granulación se consideraron como una etapa adicional del anterior proceso de mezclado en seco. La mezcla seca pulverizada se humedecía con agua y se sometía a una acción mecánica que hacía que se aglomerase en partículas de tamaño más o menos uniforme. Las partículas luego se secaban y se tamizaban, las de tamaño excesivo se trituraban y reciclaban, al tamiz o al granulador, y las de tamaño insuficiente se reciclaban al granulador. En algunos procesos, el producto se enfriaba y se revestía con algún agente acondicionante, como la arcilla o la diatomita para impedir el apelmazamiento. A menudo se rociaban los gránulos con un pequeño porcentaje de aceite para asegurar la adherencia de la arcilla.

En las primeras fases del desarrollo de los procesos de granulación se probaron muchos tipos diferentes de equipo y de procesos, y el desarrollo de nuevos métodos y de nuevo equipo continúa todavía. Entre los tipos de granuladores que tuvieron más o menos éxito cabe mencionar los siguientes: a) máquinas de extrusión, que

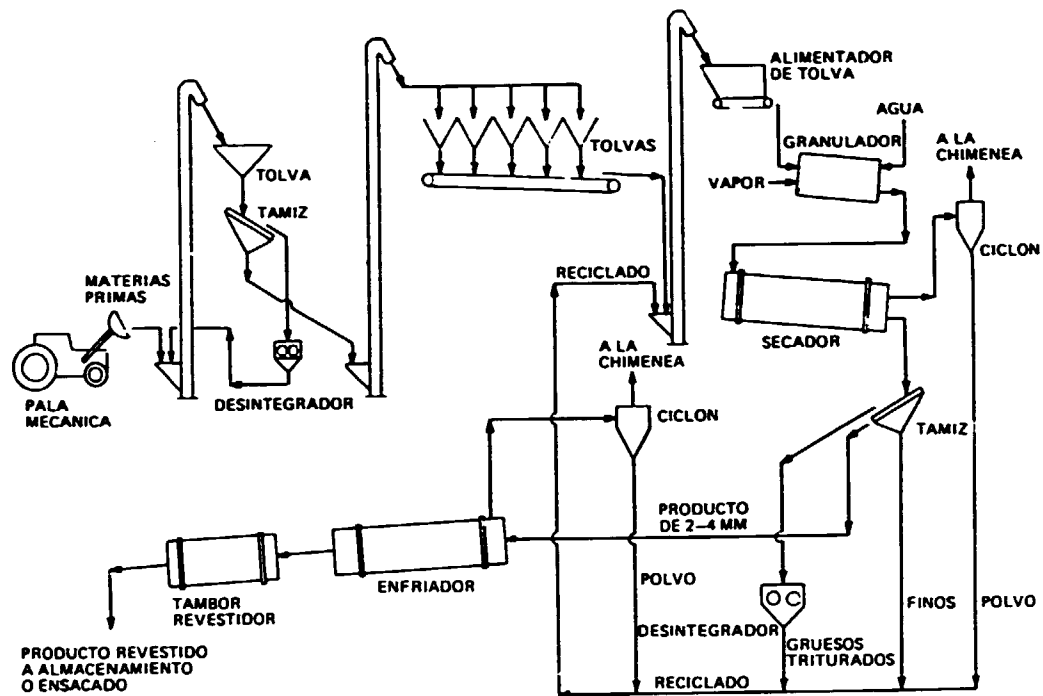
producen nódulos cilíndricos; b) bandejas rotatorias, horizontales o inclinadas, algunas de las cuales iban equipadas con palas mezcladoras; c) granuladores de artesa, constituidos por recipientes horizontales o inclinados en forma de artesa y equipados con palas o púas rotatorias montadas sobre uno o dos ejes para aglomerar el material y hacerlo mover por la artesa; d) tambores o tubos rotatorios, horizontales o ligeramente inclinados, dotados a veces de agitadores internos, y e) mezcladores rotatorios piriformes similares a las mezcladoras de hormigón. En algunos procesos, la granulación se operaba principalmente en el secador; así pues, la función del aparato mezclador era preparar el material mediante agitación y adición de humedad hasta darle una consistencia que facilitara la eficiencia de granulación durante la desecación. Sólo se describirán algunos de los procesos y equipos más corrientes.

El desarrollo de procesos para la granulación por aglomeración de materiales secos tuvo lugar principalmente en Gran Bretaña y en algunos países del continente europeo. Uno de los primeros procesos que tuvieron éxito fue el del mezclador Eirich, que se usó mucho en varios países, particularmente en Europa. El mezclador Eirich es una bandeja rotatoria, por lo general horizontal, que contiene unas palas de mezclado que giran descentradas. La granulación se regula mediante la adición de agua y/o vapor. Se trata de un mezclador discontinuo, las tandas sucesivas se descargan a una cinta transportadora que alimenta a un secador continuo. Cuando se actúa debidamente, el mezclador puede cumplir un excelente servicio para la granulación de fertilizantes compuestos, especialmente si contienen superfosfato. Aún se sigue usando en algunas fábricas para producir pequeños lotes de fertilizantes. Sin embargo, no se adapta bien a la producción en gran escala.

El tambor o tubo rotatorio se convirtió en el método más popular, y sigue siéndolo, para la granulación de fertilizantes compuestos cuando se parte de materiales todos ellos secos. La figura 2 es un diagrama de una instalación normal de granulación de este tipo. Al proceso se le ha llamado a veces "granulación al vapor".

Los materiales de entrada se tamizan para eliminar los grumos grandes, que se trituran. Los materiales se pesan luego por tandas y pasan a un alimentador de tolva desde el cual la mezcla se alimenta continuamente, a una velocidad regulada, al granulador. En algunos casos, se intercala un mezclador antes del granulador. El tipo más corriente de granulador es un cilindro rotatorio con un anillo de retén en el extremo de alimentación pero sin ninguno por el extremo de descarga. Suele ser horizontal o muy ligeramente inclinado hacia el extremo de descarga. Según la

Figura 2. Instalación típica para la granulación de materiales secos



capacidad de diseño, el granulador puede tener entre 1,0 y 2,5 metros de diámetro por 3-10 metros de largo.

El vapor se descarga bajo la capa de material en el extremo de alimentación y por encima de esa capa se rocía agua utilizando unas boquillas de aspersión situadas en dos o más puntos a lo largo del eje. La granulación se regula mediante las cantidades de vapor y de agua que se añaden.

En teoría, para cada mezcla hay un porcentaje de "fase líquida" en el que el granulador alcanza su eficiencia óptima. La fase líquida consiste en el contenido en humedad más las sales que se disuelven en esa cantidad de agua. Como la solubilidad de las sales de los fertilizantes aumenta con la temperatura, cuanto más alta es ésta menos agua se requiere. Así pues, para cualquier mezcla dada, hay un grado de humedad óptimo para cada temperatura, que puede describirse mediante una curva como la de la figura 3. La principal ventaja de la granulación al vapor, en contraposición a la granulación en que sólo se utiliza agua, es que la granulación se produce a un grado de humedad menor. Por consiguiente, se requiere menos secado y los gránulos secos son más densos y, por lo general, más resistentes.

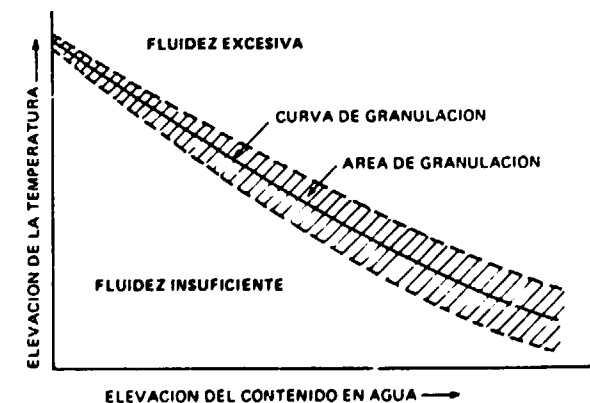
A. T. Brook ha descrito de modo excelente el desarrollo de la granulación al vapor y los factores de importancia en ese proceso [1].

Ya se ha mencionado la importancia de la temperatura y del grado de humedad y su mutua

relación. Es corriente aplicar temperaturas del orden de 70-95°C, medidas a la salida del granulador. El grado de humedad óptimo depende de la formulación y puede ser de hasta 7% o de tan sólo un 2%.

La velocidad de rotación del granulador de tambor rotatorio es muy importante para producir una acción combinada de rotación y cascada. Brook determinó que la velocidad óptima era el 50% de la "velocidad crítica", que se define como la velocidad a la cual todo el material podría ser arrastrado por el tambor simplemente por la fuerza centrífuga. La fórmula de Brook para

Figura 3. Relación de la temperatura y el contenido en agua con la granulación de los fertilizantes



determinar la velocidad crítica en revoluciones por minuto es $76.5/d$ d. donde d es el diámetro del tambor, en pies. Si el diámetro del tambor se da en metros, la fórmula se convierte en $42.3/d$ d. Así pues, para diámetros de tambor de 1 y 2 metros las velocidades críticas son 42,3 y 29,9 rpm; y las velocidades óptimas son aproximadamente 21,1 y 15,0 rpm. Es posible que se tropiece con algunas dificultades mecánicas para hacer girar granuladores grandes a velocidades relativamente altas, pero también pueden obtenerse resultados satisfactorios con velocidades algo inferiores.

Un criterio muy corriente para determinar la capacidad del granulador es su área cilíndrica interna; un campo de 20-30 pies cuadrados por tonelada corta de producto por hora se considera satisfactorio [2]. El equivalente métrico es, aproximadamente, de 3-4 metros cuadrados/tonelada métrica/hora. Así pues, un granulador con 2,0 metros de diámetro por 6,0 metros de largo tendrá un área superficial interior de aproximadamente 37.7 m^2 y una capacidad de aproximadamente 9-12 toneladas métricas de producto por hora, para obtener los mejores resultados. Se puede obtener una granulación aceptable a cadencias de producción considerablemente superiores.

La profundidad de la capa de material situada en el extremo de alimentación debe ser suficiente para absorber el vapor procedente de la boquilla de vapor. El aumentar la profundidad de la capa mediante un anillo de retén por el extremo de descarga no parece servir de gran cosa y eleva innecesariamente las necesidades de energía para hacer girar el granulador.

La plasticidad de la mezcla es importante, pero difícil de definir o de medir. Las sales puras, como el cloruro o el sulfato potásicos y el nitrato o el sulfato amónicos, tienen poca plasticidad y son muy difíciles de granular. Los superfosfatos (simple o triple) tienen buena plasticidad, y las mezclas que los contienen se granulan con facilidad. La plasticidad de los fosfatos amónicos obtenidos a partir de ácido producido por vía húmeda es proporcional a su contenido en impurezas. Las formulaciones que carecen de plasticidad pueden granularse añadiendo aglomeradores tales como la arcilla.

El tamaño de partícula de los materiales de alimentación influye hasta cierto punto en la eficiencia de granulación [3]. Conviene que algunas de las partículas del material de alimentación sean lo bastante bastas para que actúen como núcleos de los gránulos. Así pues, para la granulación de algunas calidades que de otro modo resultan difíciles de granular se prefieren las sales de potasa bastas.

Brook da ejemplos de casos en que se obtuvieron invariablemente eficiencias de granulación del orden del 80% [1]. Se define la

eficiencia de granulación como el porcentaje del producto que sale del granulador y queda dentro del campo de tamaños deseado. En los ejemplos citados por Brook, el campo de tamaños deseado era o el de 1,8-4,00 mm o el de 2,0-3,75 mm. La eficiencia de granulación general de toda la instalación puede ser mayor o menor que la que se mide en el granulador, debido a desintegración o aglomeración en el secador, enfriador y equipo auxiliar. De todos modos, en una fábrica bien llevada se pueden obtener relaciones de reciclado:producto de 0,3-0,5.

Las necesidades de vapor pueden variar con la formulación. Brook da ejemplos de 75-90 kilos por tonelada de producto. Se utilizó vapor a baja presión.

También se han utilizado, para obtener la temperatura de granulación deseada, métodos distintos de la inyección de vapor. En algunas instalaciones, se dirigen llamas de gas sobre la superficie del material contenido en el granulador. También se puede calentar la envoltura del secador. La utilización de agua bien caliente en vez de agua fría ayuda a conservar el vapor. En algunas instalaciones se utiliza como fuente de nitrógeno una solución de nitrato amónico bien caliente. Es práctica extendida la de aportar calor mediante reacciones químicas. Esta práctica se describirá en el apartado siguiente.

Las formulaciones utilizadas en la granulación de materiales secos durante los años del decenio de 1950 contenían principalmente sulfato amónico, superfosfato normal y triple, y cloruro potásico. Gradualmente, se ha ido elevando la concentración reemplazando el sulfato amónico con nitrato amónico (sólido o en solución) o la urea. El superfosfato normal se ha ido reemplazando gradualmente por superfosfato triple o por fosfato monoamónico en polvo. Durante esta transición, muchas de las fábricas europeas más importantes se han pasado a los procesos que parten de lechada basados en el nitrofosfato amónico (capítulo XIV) o en los nitrofosfatos (capítulo XV). Esto no obstante, la granulación de materiales secos continúa siendo un proceso útil para fábricas pequeñas, tanto en Europa como en muchos países en desarrollo.

El resto de la instalación (a continuación del granulador) suele ser similar para todos los procesos de granulación; consiste en un secador, un enfriador, instalaciones de tamizado, e instalaciones para la recolección de polvo y el reciclamiento de los finos y de las partículas de tamaño excesivo.

En las plantas de granulación de mezclas secas, es frecuente que la unidad de tamizado siga al secador y que los finos se reciclen al granulador mientras aún están calientes, para conservar el calor. Los gruesos se trituran y reciclan al

granulador o al secador o, a veces, a la unidad de tamizado. Como pueden no estar bien secos, a menudo es preferible reciclarlos al secador después de triturarlos, en vez de pasarlos a la unidad de tamizado. En la mayoría de las plantas europeas, el producto enfriado se acondiciona revistiéndolo con un 0,3-1,0% de aceite seguido de un 1-2% de arcilla.

La granulación con vapor y agua es un proceso útil para las plantas pequeñas, especialmente cuando no se dispone con facilidad de ácidos y amoníaco. Whyte describió una moderna planta de este tipo, situada en Escocia [4]. De la polivalencia de esta planta dan idea los cuatro tipos de productos que se fabrican:

1. Compuestos basados en el superfosfato simple, como el 9-9-9 y el 6-15-6.
2. Compuestos basados en fosfato monoamónico no granular, tales como el 10-20-15, el 12-12-18 y el 15-10-10.
3. Compuestos basados en urea y fosfato monoamónico o diamónico no granular tales como el 20-10-10.
4. Compuestos de NPK basados en materiales orgánicos, aplicables en horticultura.

Compactación entre rodillos

Un método relativamente nuevo de granular las mezclas en seco de fertilizantes es el de compactación entre rodillos. A diferencia de otros procesos de granulación, la compactación se lleva mejor con bajos niveles de humedad, tales como 0,5-1,5%. Por lo tanto, no son necesarios el secado ni el enfriamiento.

La compactación se utiliza en gran escala para granular sulfato amónico y cloruro potásico. El proceso se describe en el capítulo XVIII (Fertilizantes potásicos). El proceso se ha utilizado relativamente poco para granular fertilizantes compuestos. Sin embargo, hay una comunicación reciente en que se describe una planta utilizada en Alemania para producir pequeños lotes de fertilizantes granulares para usos especiales, a cadencias de producción de entre 3 y 7 toneladas por hora [5]. Si bien algunos materiales son difíciles de granular por compactación, otros materiales que son difíciles de granular por otros métodos pueden granularse por compactación.

Una de las ventajas de la compactación es que no es necesario aplicar altas temperaturas; se pueden incluir en la formulación, sin peligro alguno, materiales orgánicos sensibles al calor. Aunque se utilizan unidades en gran escala, las economías de escala son relativamente poco importantes; por consiguiente, unidades pequeñas pueden ser económicas. Se pueden fabricar con facilidad pequeños lotes de calidades distintas, ya

que el tiempo requerido para cambiar de una calidad a la otra es poco y apenas hay material en curso de elaboración.

Una desventaja de la compactación de los fertilizantes compuestos es que los distintos materiales de la formulación pueden reaccionar entre sí después de la granulación, lo que en algunos casos puede conducir a la desintegración de los gránulos. Algunas posibles reacciones de fertilizantes mezclados en seco se mencionan en un apartado anterior del presente capítulo.

Los gránulos producidos por compactación tienden a adoptar formas de bloque y angulares más que redondeadas. La forma no tiene gran importancia pero puede ser considerada con desagrado por los agricultores acostumbrados a gránulos bien redondeados.

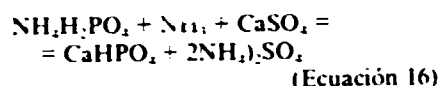
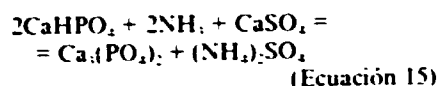
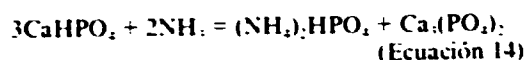
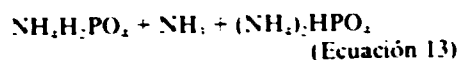
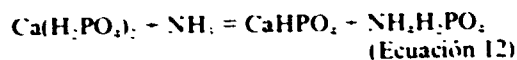
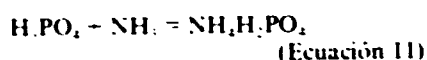
3. Granulación de materiales secos con adición de materiales que reaccionan químicamente

En los Estados Unidos, la granulación se desarrolló más tarde que en Inglaterra y en otros países europeos y siguió un curso distinto. Salvo en el caso de unas pocas fábricas de los primeros tiempos, la granulación se basó en reacciones químicas. Al principio, la principal reacción fue la amonificación de los superfosfatos; a ello siguió la adición de ácido sulfúrico o ácido fosfórico con más amoníaco.

Entre los motivos de esta diferencia en cuanto a la evolución del desarrollo cabe citar los siguientes:

1. La amonificación de superfosfatos era ya práctica corriente en los Estados Unidos antes de la granulación. Se disponía de soluciones de nitrógeno que contenían amoníaco y nitrato amónico o urea y que normalmente eran la forma más económica de nitrógeno de que podían disponer los fabricantes de fertilizantes compuestos.
2. La amonificación de los superfosfatos reduce su solubilidad en el agua, lo cual apenas preocupa en los Estados Unidos, donde el criterio que se aplica para los fertilizantes fosfatados es la solubilidad en citrato amónico neutro. Por el contrario, en Inglaterra y en algunos otros países el contenido en P.O. de los fertilizantes se evalúa ateniéndose a su hidrosolubilidad.

Las reacciones que se producen durante la amonificación de los superfosfatos, y su influencia sobre la hidrosolubilidad han sido descritas por Keenan y, más tarde por White, Hardesty y Ross [6, 7]. Las reacciones se reseñan a continuación por el orden en que se supone que se producen.



Las ecuaciones 11 y 12 se aplican tanto al superfosfato simple como al triple.

Las ecuaciones 13 y 14 se aplican al superfosfato triple (ausencia del CaSO_4).

Las ecuaciones 15 y 16 se aplican al superfosfato simple (presencia del CaSO_4).

En la amonificación del superfosfato triple, en el cual el sulfato de calcio está ausente o está presente en proporciones pequeñas, las reacciones 11 y 13 no afectan a la hidrosolubilidad del P_2O_5 ; la reacción 12 la reduce a un 50%, aproximadamente, y la reacción 14 la aumenta. En experimentos efectuados en planta piloto, Yates y colaboradores determinaron experimentalmente [8] la influencia de la amonificación del SFT en la hidrosolubilidad del P_2O_5 . Los resultados de estos experimentos se reflejan en la figura 4. Es evidente que esos resultados están en consonancia, aproximadamente, con la teoría; al aumentar la amonificación, la hidrosolubilidad disminuyó hasta un mínimo del 50%, aproximadamente, y luego aumentó ligeramente.

En la amonificación del superfosfato simple, el sulfato de calcio participa en la reacción en la forma que se indica en las reacciones 15 y 16, con el resultado de que la hidrosolubilidad del P_2O_5 continúa disminuyendo conforme aumenta la amonificación. Los datos experimentales representados en la figura 5 confirman esta influencia; cuando la amonificación llegó a una relación molar $\text{NH}_3:\text{P}_2\text{O}_5$ de 2,8, se obtuvieron valores de hidrosolubilidad de tan sólo un 20%. El compuesto fosfatado formado en las reacciones 14 y 15 aparece como fosfato tricálcico, $\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$. Sin embargo, estudios más recientes han puesto de manifiesto que se forma un compuesto apatítico que es soluble en citrato amónico neutro pero no en citrato amónico alcalino. El fosfato dicálcico (formado en las reacciones 12 y 16) es soluble tanto en el citrato amónico neutro como en el alcalino.

Figura 4. Influencia de la amonificación en la hidrosolubilidad del P_2O_5 contenido en el superfosfato triple

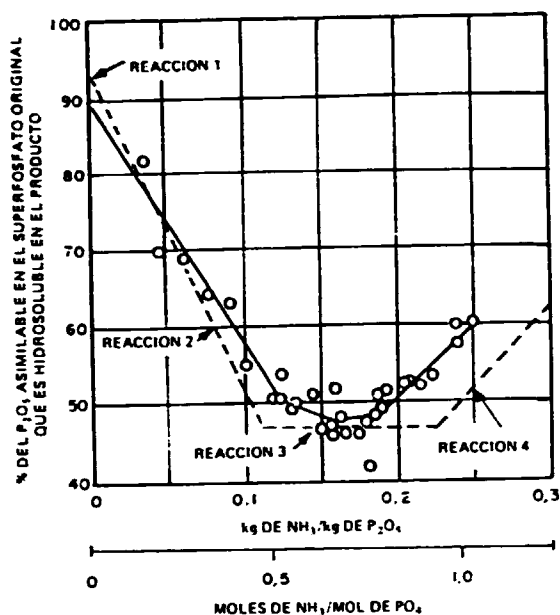
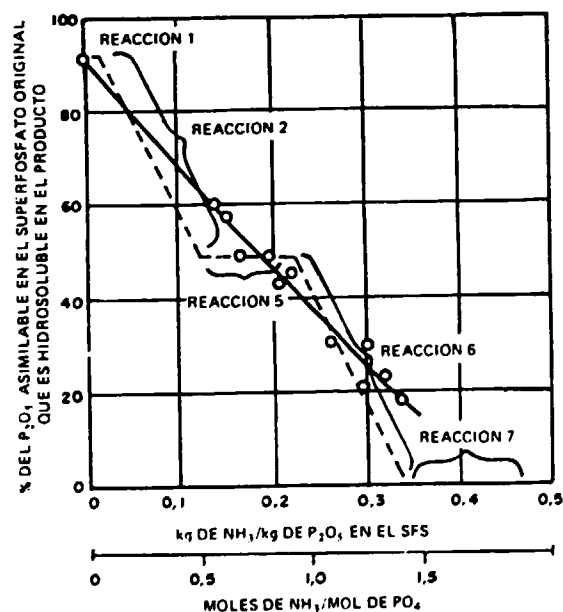


Figura 5. Influencia de la amonificación en la hidrosolubilidad del P_2O_5 contenido en el superfosfato simple



El desarrollo por la TVA de un amonificador-granulador continuo influyó de modo considerable en el desarrollo de los procesos de granulación en los Estados Unidos. Originalmente, el amonificador continuo se desarrolló con el fin de lograr una amonificación más eficaz del superfosfato que la que se podía obtener con los mezcladores discontinuos que entonces eran

corrientes [8]. Sin embargo, se halló que, a menudo, durante la amonificación se producía granulación y que ésta podía regularse añadiendo agua o vapor o ajustando la formulación para proporcionar suficiente calor químico. Se desarrollaron formulaciones encaminadas a proporcionar el calor de reacción suficiente para elevar la temperatura de las mezclas hasta el campo de los 80-100°C a fin de permitir que la granulación se efectuara con un mínimo grado de humedad [9]. Cuando el calor de las reacciones involucradas en la amonificación del superfosfato era insuficiente, se añadía ácido sulfúrico o fosfórico, junto con más amoníaco, para aumentar el calor químico total. En la planta piloto de la TVA se hizo una demostración, en 1953, de la granulación de dos calidades (6-12-12 y 10-20-20); para 1962, ya había en los Estados Unidos 164 fábricas que utilizaban el proceso TVA lo que supone aproximadamente dos tercios de todas las plantas de granulación de los Estados Unidos. Más adelante, el proceso se adaptó para recibir una lechada producida por reacción de amoníaco o solución de amonificación con ácido sulfúrico o fosfórico para utilizarla con formulaciones en las que el calor de reacción fuese demasiado grande para liberarlo en el amonificador-granulador, y al final todos los procesos a partir de lechada se efectuaron en este tipo de equipo. El amonificador-granulador de la TVA se describe en la patente norteamericana 2.729.554; en la figura 6, se representa esquemáticamente uno de las primeras plantas piloto de la TVA. La figura 7 es un diagrama de una unidad en gran escala

Figura 6. Amonificador-granulador de la planta piloto de la TVA

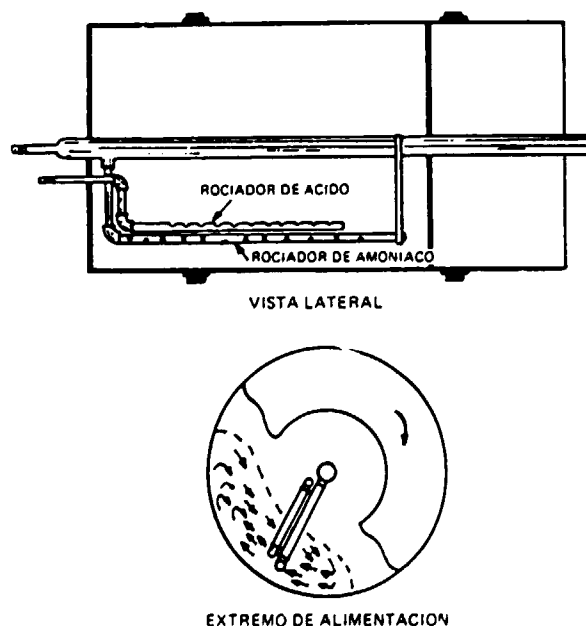
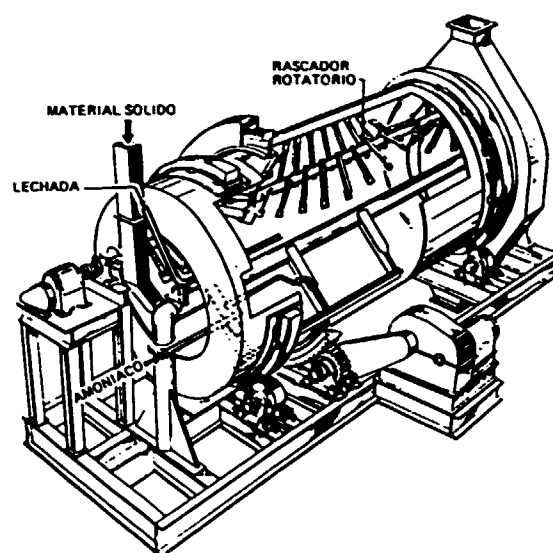


Figura 7. Sección de un amonificador-granulador de gran volumen

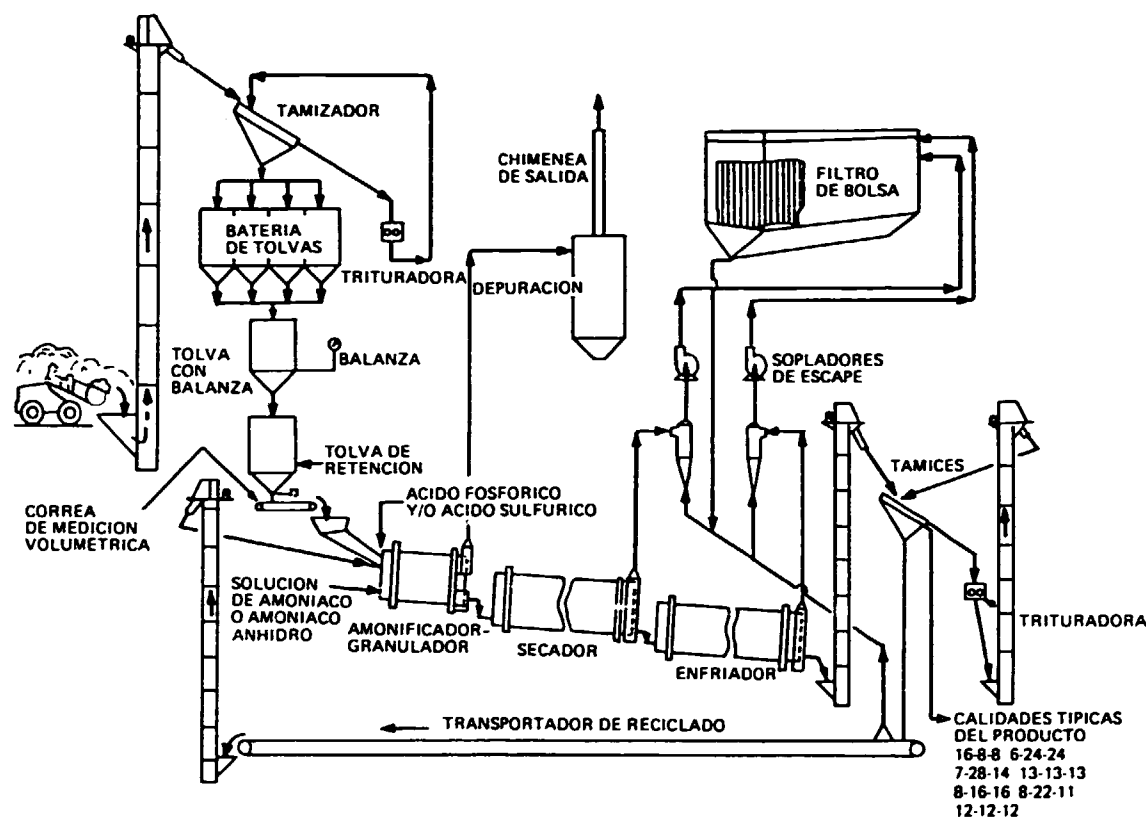


utilizada por la TVA en un proceso de granulación a partir de lechada. En la figura 8 se representa un diagrama de una planta típica en la que se utiliza un amonificador-granulador de la TVA.

Durante los últimos 15 años, la TVA ha reunido numerosas formulaciones para amonificación-granulación que han dado excelentes resultados durante series de producción efectuadas en plantas en que se utiliza un amonificador-granulador de la TVA. Estas formulaciones se han utilizado para calcular factores empíricos de fase líquida que a su vez se han empleado para determinar la fase líquida total de cada formulación. Estos factores de fase líquida se representan en el cuadro 1. La fase líquida total se calcula multiplicando el peso de cada material utilizado en la formulación por el factor de fase líquida apropiado (cuadro 1). El calor total de la formulación se calcula multiplicando el peso del amoníaco que reacciona con cada material por el calor de reacción apropiado entre los que figuran en el cuadro 2. La experiencia ha mostrado que, por lo general, se obtiene buena granulación cuando la cantidad total de calor químico utilizado en la formulación queda entre 160.000 y 180.000 B.t.u./tonelada corta de producto (44.441-49.997 kcal por tonelada métrica), siempre que el total de la fase líquida de la formulación quede entre 600 y 800 libras por tonelada corta (300-400 kg por tonelada métrica). Todos estos factores se han incorporado a un programa de computadora que se utiliza para determinar las formulaciones de costo mínimo para estos tipos de plantas [10].

El principio de combinar las reacciones químicas con la granulación se utilizó en otros

Figura 8. Instalación de amonificación-granulación tipo TVA para mezclas NPK



varios procesos. En algunos procesos, la amonificación y la granulación se efectuaron en un granulador de artesana. En algunas plantas, que contaban con mezcladores discontinuos de tambor para preparar las mezclas no granulares, se modificó el mezclador para utilizarlo como una combinación de mezclador-amonificador-granulador.

El número de plantas de granulación de fertilizantes compuestos en funcionamiento en los Estados Unidos ha disminuido desde un máximo de unas 250 en 1962 a 118 en 1976; quedan en funcionamiento las de gran tamaño. Según estimaciones efectuadas en 1976 por Hargett y Sills, el 58% del fertilizante compuesto que se vende en los Estados Unidos consiste en mezclas a granel; el 14% son fluidos y el 28% es granular (de mezcla química) [11]. Es decir, que la mezcla a granel y la mezcla líquida han reemplazado en gran medida a la granulación como método para la producción de fertilizantes compuestos.

En la mayoría de los demás países la granulación es el principal método de obtención de

CUADRO I. FACTORES EMPÍRICOS PARA LA DETERMINACION DE LA FASE LIQUIDA EN UNA FORMULACION PARA GRANULACION

Material	Fase líquida, libras/libras o kg/kg de material
Amoniaco anhidro	0,50
Solución de amonificación	1,00
Acido ortofosfórico o sulfúrico	1,00
Acido superfosfórico	1,00
Agua o vapor	2,00
Sulfato amónico	0,10
SFS	0,10
SFT	0,20
KCl granular	0,30
KCl fino	0,00
30-10-0 ó 25-25-0	0,50
18-46	0,25
21-53-0	0,20
MAP	0,20

Multiplíquese el peso de cada materia prima de la fórmula por el factor empírico correspondiente para obtener el peso total de la fase líquida. Este peso total debe ser de unas 600 libras por tonelada corta (300 kg/t) para obtener una buena granulación, pero queda sujeto al buen criterio del fabricante

CUADRO 2. CALOR DE REACCION DEL AMONIACO CON DIVERSOS MATERIALES

Material	Btu libra de NH ₃			kcal kg de NH ₃		
	NH ₃ gaseoso	NH ₃ líquido	NH ₃ en solución ^a	NH ₃ gaseoso	NH ₃ líquido	NH ₃ en solución ^a
Acido fosfórico ^b (a MAP)	3 402	2 465	2 200	1 890	1 369	1 222
Acido fosfórico ^b (a DAP)	2 719	1 782	1 517	1 511	990	843
MAP a DAP	2 036	1 099	834	1 131	611	463
Superfosfato triple	2 845	1 908	1 643	1 581	1 060	913
Superfosfato simple	2 630	1 693	1 428	1 461	941	793
Acido sulfúrico	3 898	2 961	2 696	1 166	1 645	1 498

^aNH₃ en solución de amonificación NH₃—NH₄NO₃—H₂O.

^bConcentración del ácido fosfórico, aproximadamente 54%; se supone que el producto (MAP o DAP) está en fase sólida.

fertilizantes compuestos, pero no se dispone de datos en cuanto a cómo está dividida esta capacidad entre los diversos tipos de procesos de granulación.

4. Granulación a partir de lechada

Los procesos de granulación a partir de lechada pueden definirse como aquellos en que todos o casi todos los materiales entran en el proceso de granulación en forma de lechada. Por lo general, esta lechada se prepara haciendo reaccionar ácido nítrico, fosfórico o sulfúrico, o alguna mezcla de estos ácidos, con amoníaco y —en algunos casos— con fosforita. Estos procesos se han descrito en los capítulos XIV y XV bajo los epígrafes "Fosfatos amónicos", "Fosfosulfatos amónicos", "Fosfonitratos amónicos", "Urea-fosfato amónico" y "Nitrofosfatos". En cada uno de estos procesos, se pueden añadir materiales sólidos, como sales de potasa, a la lechada antes de la granulación o se los puede mezclar con la lechada en el granulador para producir diversos fertilizantes compuestos NPK. En algunos procesos, parte de las reacciones químicas se pueden efectuar en el granulador. El granulador suele ser o bien un tambor rotatorio o algún tipo de granulador de artesa o mezclador de ceramista. Se añade producto reciclado, por lo general en el granulador, en proporciones suficientes para reducir la fase líquida hasta el nivel apropiado para la granulación.

El Spherodizer, aparato patentado desarrollado por la C&I Girdler, es un tambor granulador con dispositivo de aspersión en el que se combina la granulación y el secado. El Spherodizer "en frío" para granular y enfriar masas de nitrato amónico o de urea fundidas se ha descrito ya en el capítulo IX. El Spherodizer "en caliente" se utiliza para granular y secar lechadas. Su uso se ha extendido muchísimo para la granulación de nitrofosfatos y, más recientemente, de fosfonitratos amónicos. También se ha granulado y secado con éxito el material de urea-fosfato amónico

[12]. En el proceso Spherodizer en caliente la lechada neutralizada que contiene potasa se rocía contra una cascada de partículas sólidas que descienden en el interior de un tambor rotatorio; unas aletas dispuestas en el tambor elevan las partículas, haciendo que recorran la zona de aspersión. Al mismo tiempo se dirige contra el material rociado un soplo de aire caliente, para el secado. Normalmente, la temperatura del aire de entrada oscila entre 180 y 200°C. Como los gránulos pasan por el vaporizador muchas veces antes de salir del tambor rotatorio, la granulación se obtiene por la superposición de capas y la rápida evaporación del agua. La mayoría de los gránulos que salen del tambor tienen el tamaño deseado, y sólo hay que reciclar una porción pequeña. Con este proceso se obtienen gránulos de tamaño homogéneo, bien redondeados y duros que, en general, se consideran excelentes. El tamaño del gránulo puede variar, pero para las instalaciones europeas es normal el de 2-4 mm.

Una desventaja del Spherodizer es que las grandes capacidades propias del proceso requieren unidades muy grandes o muchas unidades. Las unidades con diámetros de 3,0-3,6 metros tienen capacidades de 250-300 tpd; las unidades con 4,25 metros de diámetro producen entre 500 y 700 tpd; y la unidad más grande, de 4,50 metros de diámetro por 12,0 metros de largo, opera a razón de 600 tpd, aunque su capacidad puede ser mayor. Se ha planeado una unidad con 5,25 metros de diámetro para capacidades del orden de 1.000 a 1.300 tpd. Unidades de tan descomunal tamaño no son fáciles de transportar a la ubicación de la fábrica a no ser que haya acceso a ésta por vías acuáticas.

Todo el material alimentado al Spherodizer ha de ser en forma de lechada, lo que puede traducirse en la necesidad de añadir agua para las calidades con contenidos en potasa extraordinariamente altos.

Otro ejemplo de secado durante la granulación es el granulador de tambor doble, con reciclado interno, de la Scottish Agricultural Industries. El tambor exterior del granulador

tiene 15 pies de diámetro por 30 de largo (4,6 por 9,1 metros) y el tambor interior tiene 9 pies de diámetro (2,7 metros). La velocidad de rotación es de 14 revoluciones por minuto [4].

Las mezclas de ácido nítrico (65-69% de HNO_3) y de ácido fosfórico (28-39% de P_2O_5) se neutralizan con amoníaco en dos etapas hasta llegar a un pH de 4,5-6,0. El calor de reacción evapora gran parte del agua; así pues, el licor cristalizado contiene sólo un 10% de agua y su temperatura es de 140-145°C. Este licor se inyecta en el granulador por medio de un rociador situado bajo el lecho móvil del tambor exterior. Los gránulos que salen del tambor exterior se elevan por medio de cangilones internos y se descargan al tambor interior, donde se añaden sales de potasa y material reciclado. El material del tambor interior descarga por gravedad al tambor exterior, manteniendo así una elevada tasa de reciclamiento interno que se calcula en 500 tph. Para el secado se utiliza aire que se calienta quemando combustible y se insufla a través del tambor exterior. Una parte del producto que sale del tambor exterior se retira para obtener, por tamizado, tamaños de 1,5-3,5 mm. El material de tamaño insuficiente y el de tamaño excesivo y el agrietado se reciclan al tambor interior. Los gránulos que salen del granulador-secador tienen un grado de humedad de 0,3-0,8% y una temperatura de entre 75 y 95°C, según la calidad. Los gránulos de tamaño correcto se enfrían en un enfriador de lecho fluidizado, hasta dejarlos en 35°C y luego se recubren con aceite y arcilla en un tambor rotatorio. La calidad del producto oscila entre 15½-15½-21 y 27-7-7.

Otro proceso que entraña secado durante la granulación es el proceso en lecho fluidizado desarrollado por la Montecatini y descrito por Arzani [13]. En este proceso, una lechada de fosfonitrato amónico neutralizada se mezcla con sales de potasa y material de reciclado y se inyecta hacia arriba para que pase a un granulador cónico de lecho "en canaleta" junto con una corriente de gas muy caliente. En el centro del lecho, donde la velocidad del gas es máxima, los gránulos se desplazan hacia lo alto; en la periferia del lecho, descienden, lo que provoca una acción circulante. Cada paso por la zona de aspersion añade un revestimiento delgado a los gránulos.

Berquin [14] ha informado acerca de nuevos adelantos de la técnica de granulación de fertilizantes en lecho en canaleta. El material de partida puede ser una solución o lechada, con una corriente de gas caliente para el secado, o bien una masa fundida, con una corriente de aire sin calentar para el enfriamiento. Se han hecho experimentos de granulación no sólo con fertilizantes compuestos tales como el 17-17-17 sino también con diversas calidades de fosfato amó-

nico y de sulfofosfato amónico, así como fertilizantes de urea y otros fertilizantes nitrogenados y con superfosfato triple. Los gránulos quedan bien redondeados, son duros y de tamaño homogéneo. Se han comunicado relaciones de reciclado del orden de 2:1. Ando comunicó en 1970 que se había desarrollado en el Japón, por obra de la Ube Industries, un proceso de granulación en lecho en canaleta o fluidizado y que este proceso se venía utilizando comercialmente para la granulación de fertilizantes compuestos [15].

La ventaja obvia de combinar la granulación y el secado es la eliminación de un elemento importante de equipo. Además, el calor para el secado se puede utilizar más eficazmente que en un secador separado con elevada relación de reciclado.

5. Proceso de granulación a partir de una masa fundida

Como el secador suele ser el elemento más grande y más costoso de una planta de granulación, los procesos de granulación de masas fundidas tienen la fuerte ventaja de que se puede prescindir de esta unidad. La economía en combustible necesario para el secado es otra ventaja. Por lo general, se requiere energía para evaporar agua en alguna fase del proceso mediante concentración del ácido fosfórico o mediante la evaporación del agua de las soluciones para obtener una masa fundida. Así pues, el ahorro en el combustible necesario para secar el producto granular queda contrarrestado en parte por la energía adicional que hay que consumir para producir la masa fundida. De todos modos, como la energía se utiliza con más eficacia para evaporar agua de las soluciones que para secar productos granulares, hay cierto ahorro neto. Además, hay algunas combinaciones de procesos en que el calor de la reacción es suficiente para evaporar toda el agua. Por ejemplo, se puede producir ácido fosfórico a concentraciones de 50% o más de P_2O_5 (capítulo XIII) y también se puede producir ácido nítrico a concentraciones de 65-75% de NH_3 , sin aporte de calor exterior. El calor de reacción de estos ácidos con el amoníaco puede ser suficiente para evaporar el agua que contienen. La producción de ácido sulfúrico crea un exceso de energía, en forma de vapor, que puede utilizarse para concentrar otros ácidos o soluciones. Además, la reacción del ácido sulfúrico con el amoníaco es muy exotérmica. Las mezclas de ácido sulfúrico con ácido fosfórico y/o ácido nítrico proporcionan a menudo, por reacción con el amoníaco, la energía suficiente para producir masas fundidas anhidras.

Los procesos en que se granulan masas fundidas para obtener fosfato monoamónico,

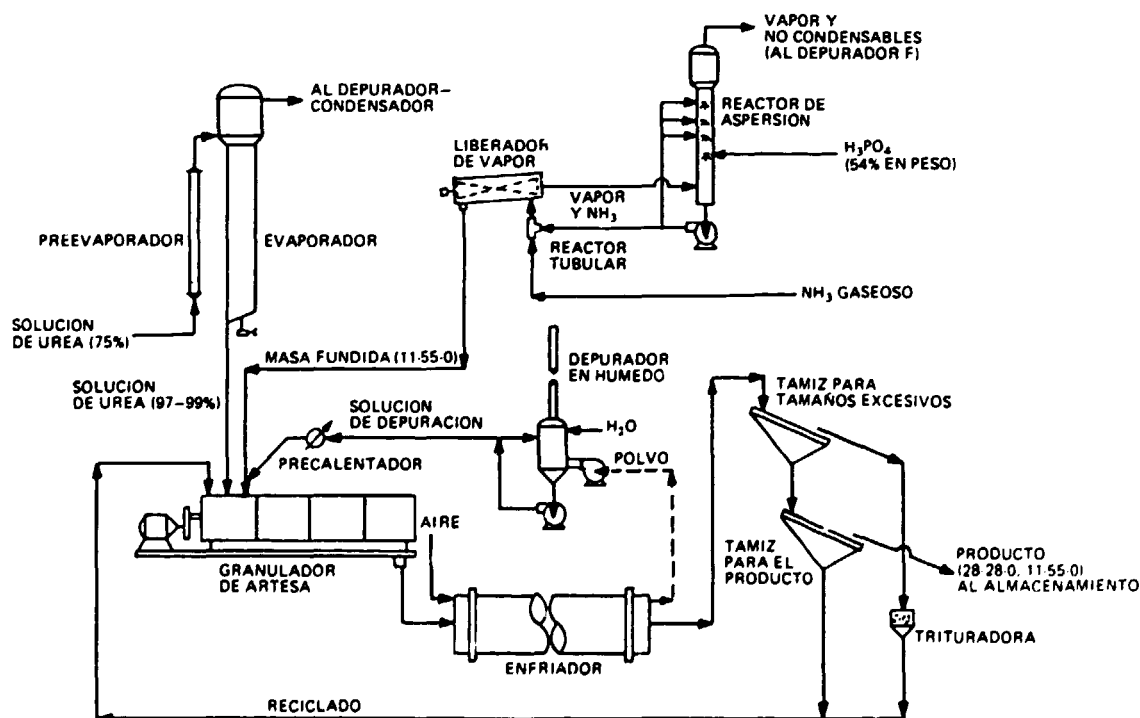
nitrofosfato amónico (NFA), o urea-fosfato amónico (UFA) se han descrito en el capítulo XIV y (por lo que respecta a los fertilizantes nitrogenados) en el capítulo VIII. En estos procesos, se pueden añadir sales potásicas y otros materiales sólidos para obtener productos NPK granulares. Los métodos para la producción de gránulos a partir de masas fundidas incluyen la escamación (solidificación en superficies enfriadas por agua de un tambor o correa), la granulación en perdigones, la granulación en bandeja, la granulación en tambor de aspersión, la granulación en tambor rotatorio y la granulación en granulador de artesa.

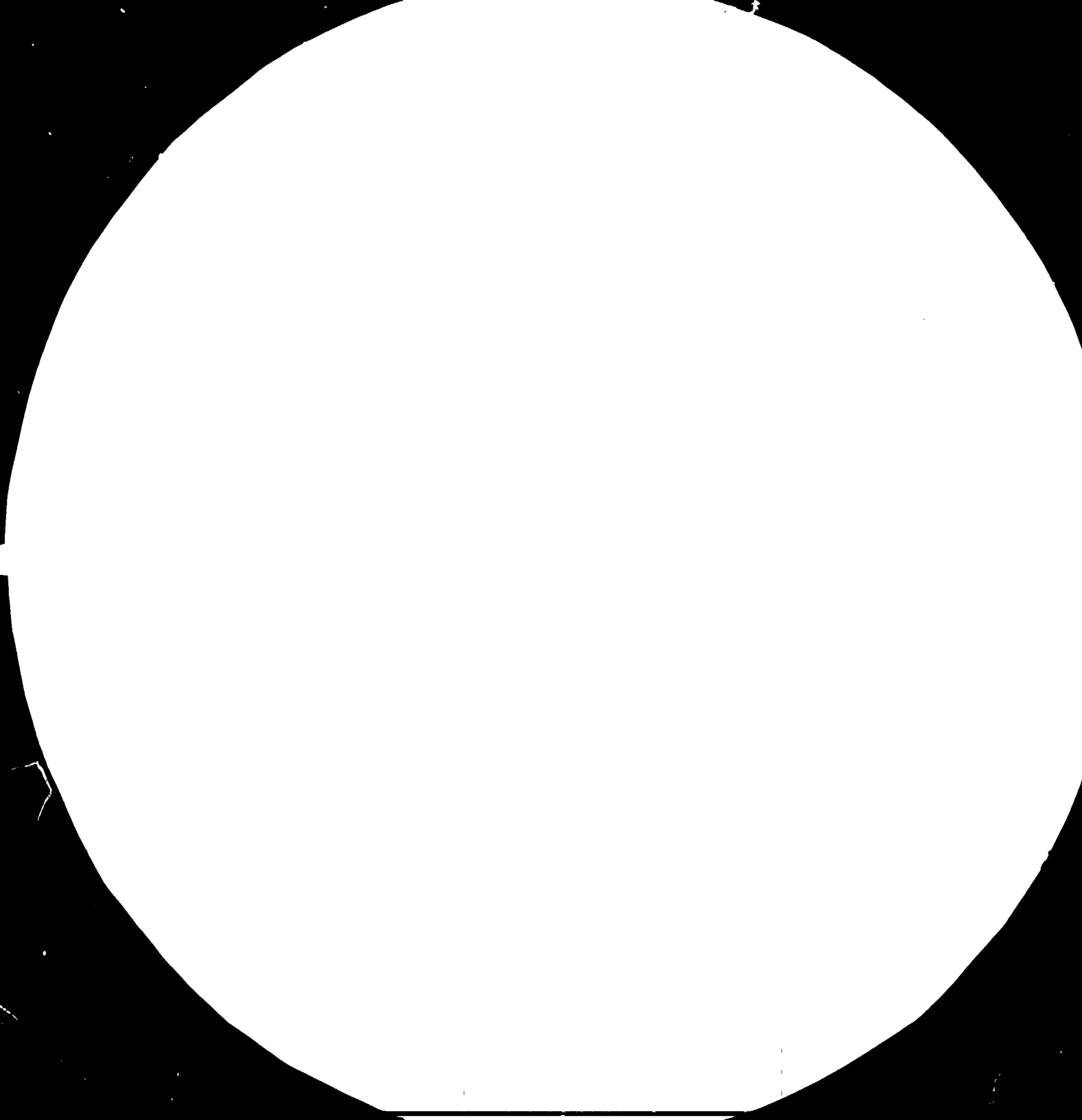
El proceso de granulación de material fundido de Fisons se utiliza comercialmente en Inglaterra [16]. Las primeras investigaciones de Fisons mostraron que la mezcla eutéctica entre el nitrato amónico y el fosfato monoamónico se fundía a una temperatura muy inferior incluso a la del nitrato amónico (170°C). En la práctica, la masa fundida se obtiene por reacción del ácido fosfórico de vía húmeda (50% de P_2O_5) con el amoníaco en tanques de agitación con adición de una solución de nitrato amónico al 92%. En esta etapa, la relación $NH_3:PO_4$ se mantiene por debajo de la del fosfato monoamónico (MAP) para evitar las pérdidas de amoníaco. En una segunda etapa, se completa la amonificación de transformación en MAP y el agua se evapora con una corriente de

aire caliente que circula a contracorriente en una columna de extracción por arrastre químico. La masa fundida podría granularse por escamación o en cualquier equipo ordinario de granulación. En la práctica, se utilizan granuladores de tambor rotatorio, ya que se encuentran con facilidad disponibles en las plantas ordinarias de granulación.

El proceso de la TVA de reactor tubular se viene utilizando desde hace varios años en diversas aplicaciones para producir masas fundidas o soluciones de polifosfato amónico (PFA). Está funcionando una planta, a escala de demostración, en Muscle Shoals (Alabama, EE.UU.) que utiliza un reactor tubular para producir 16 tph de PFA granular (11-55-0 a 11-57-0 o 28-28-0) [17]. La figura 9 es un diagrama del proceso. Se preneutraliza parcialmente ácido fosfórico (54% de P_2O_5) en una torre rociadora y se lo hace reaccionar con amoníaco gaseoso precalentado en un reactor tubular construido de acero inoxidable 316 L, de unos 15 cm de diámetro por 3 m de largo. La temperatura de reacción es de 210-230°C. La masa fundida, que es espumosa cuando se utiliza ácido negro de Florida, va a un liberador de vapor y luego a un granulador de artesa para su granulación con finos reciclados y enfriados. El producto contiene aproximadamente 15-25% del P_2O_5 como polifosfatos, sobre todo pirofosfato. La proporción de polifosfato se con-

Figura 9. Proceso de la TVA con reactor tubular-granulador de artesa para la producción de gránulos de urea-polifosfato amónico







3.6



4



MICROCOPY RESOLUTION TEST CHART

NATIONAL BUREAU OF STANDARDS
STANDARD REFERENCE MATERIAL 1010
APPLICABLE TO TEST METHOD 2918

1963 O - 348-101

trola regulando el precalentamiento del amoníaco y del ácido y también mediante la concentración del ácido. Para la producción de la calidad 28-28-0, se añade masa fundida de urea a los finos reciclados en el granulador de artesa cerca del extremo de alimentación.

En los ensayos en planta piloto, se ha utilizado con éxito un granulador de tambor rotatorio y se ha añadido potasa para producir varias calidades de NPK. La urea puede añadirse como masa fundida o en forma sólida, o también cabe utilizar nitrato amónico (fundido o sólido). Pero el liberador de vapor no es necesario en esta disposición, porque la masa fundida desprende vapor en el granulador. Además, se puede omitir el preneutralizador y recuperar, mediante lavado con ácido fosfórico, la pequeña cantidad de amoníaco contenida en los vapores que salen del granulador. La solución de fosfato amónico del aparato de depuración regresa al granulador. El material granular caliente tiene el calor suficiente para evaporar el agua de la solución del depurador. En algunas variantes del proceso, se añade más amoníaco en el granulador. La figura 10 representa la combinación de granulador-reactor tubular de la planta piloto, y la figura 11 es un diagrama de toda la planta piloto.

Otra variante del proceso de granulación a partir de masa fundida de la TVA entraña el uso del "reactor tubular cruzado", en el cual el ácido

sulfúrico y el ácido fosfórico reaccionan con el amoníaco para formar una masa fundida que se rocía al granulador de tambor rotatorio [18]. El uso del ácido sulfúrico eleva el calor de reacción de forma que se puede obtener una masa fundida con concentraciones de ácido fosfórico inferiores a 54% de P_2O_5 , o sin precalentar los reactivos. Otra posibilidad distinta es la de utilizar el calor adicional para generar más polifosfato, lo cual mejora la granulación. Diversas plantas de granulación a escala comercial de los Estados Unidos y algunos otros países utilizan este proceso de reactor tubular cruzado para obtener una gama de fertilizantes compuestos, tales como el 12-48-0, el 10-40-0, el 6-24-24 y el 13-13-13 [19, 20, 21]. En algunas variantes, parte del ácido fosfórico se añade directamente al granulador juntamente con amoníaco para hacerlo reaccionar con éste. Esta disposición permite obtener mejor granulación de algunas calidades [22]. En otras variantes, el reactor tubular se utiliza para producir una lechada muy caliente, con bajo grado de humedad, en lugar de una masa fundida, cuando se ha de proseguir la amonificación en el granulador.

Un sistema algo similar es el que utiliza la empresa española S.A. Cross, aunque, en este caso, el reactor tubular se utiliza para producir una lechada con un 5-10% de humedad que descarga a un granulador en bandeja y se pasa luego a un granulador-amonificador de tambor

Figura 10. Esquema del reactor tubular y granulador de tambor rotatorio

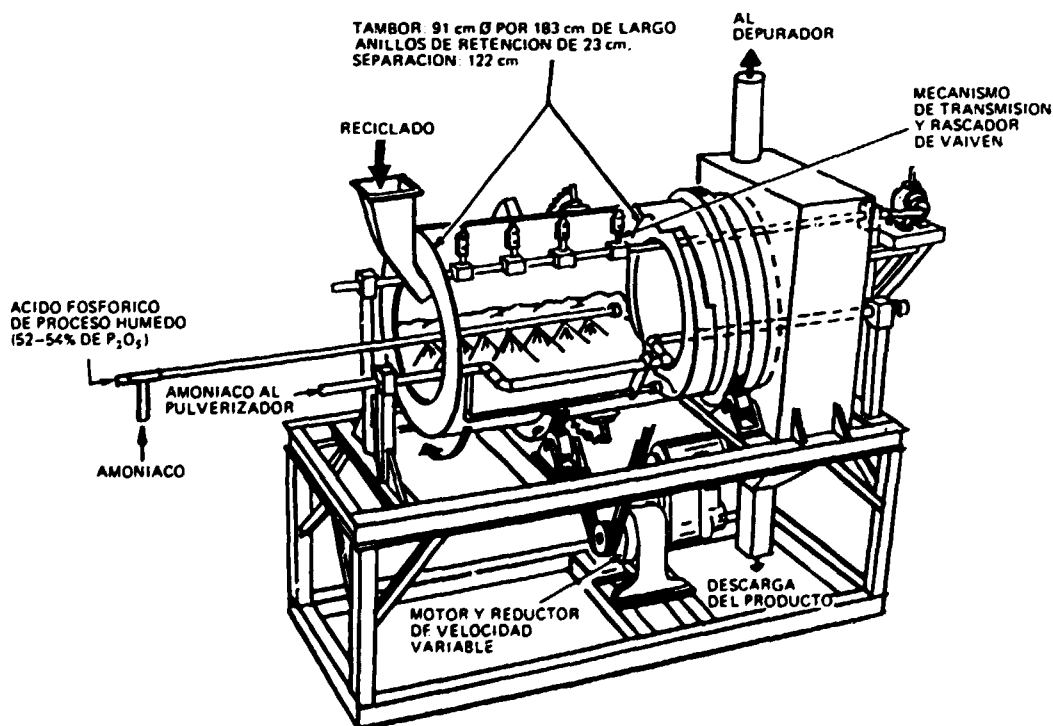
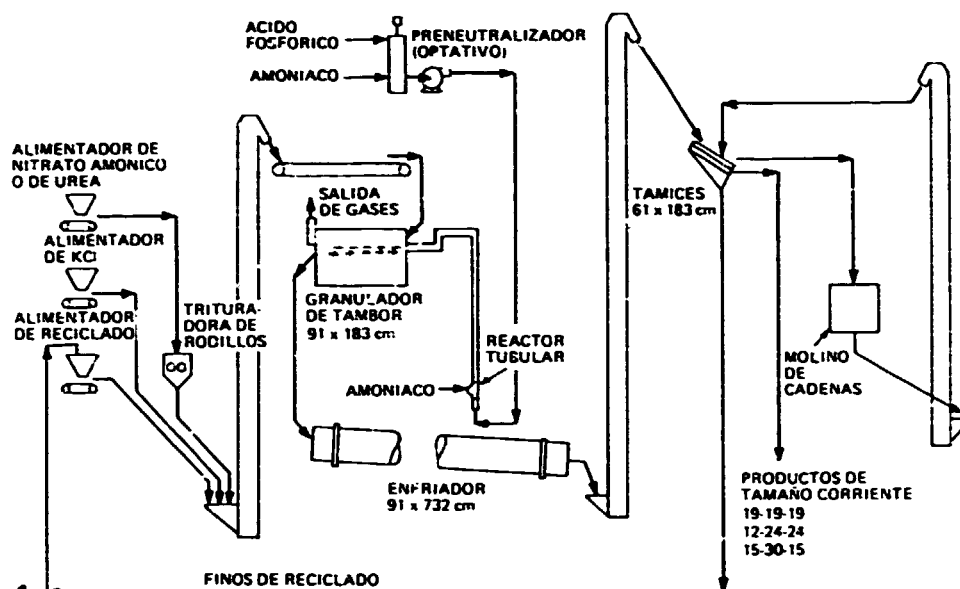


Figura 11. Diagrama de la planta piloto de granulación en que se utiliza el proceso de reactor tubular para la producción de fertilizantes NPK



[23]. Los gránulos contienen un 2-4% de humedad y han de secarse. Parece ser que se produce una gran variedad de calidades mediante la adición de urea o amoníaco en una relación de 2:1. Se puede producir fosfato diamónico prosiguiendo la amonificación en el granulador de tambor (véase el capítulo XIV).

6. Granulación en perdigones de los fertilizantes compuestos

La granulación en perdigones puede considerarse como un tipo especial de granulación a partir de masas fundidas. Fue uno de los primeros métodos utilizados para la producción de fertilizantes granulares, pues se aplicó por primera vez al nitrato de sosa chileno hacia 1930. El nitrato de sosa se fundía a unos 400 C y se introducía, por aspersión, en una torre. Las gotitas que caían se enfriaban mediante una corriente de aire ascendente, lo cual producía partículas casi esféricas con números de malla de 10-20, aproximadamente.

Más tarde, la granulación en perdigones se ha convertido en el método favorito para la granulación de nitrato amónico, urea, y nitrato potásico. En estos casos, el material a granular es un solo compuesto químico; se introduce por aspersión en la torre de granulación en forma de masa fundida, o de solución muy concentrada, a una temperatura algo superior a su punto de fusión.

La granulación en perdigones de fertilizantes compuestos que contengan dos o más compuestos

químicos es cosa relativamente nueva. Las mezclas de fosfato amónico y nitrato amónico (NFA) forman una masa fundida fluida a temperaturas inferiores incluso al punto de fusión del nitrato amónico (170 C) y son, por lo tanto, relativamente fáciles de granular en perdigones. La TVA ha comunicado casos de granulación en perdigones de mezclas de NFA, con equipo de pequeña escala, en 1955 [24]. Los tecnólogos de la Monsanto patentaron en 1960 un método para la granulación en perdigones de mezclas de fosfato monoamónico y nitrato amónico, y produjeron cantidades limitadas de 29-14-0 [25]. La granulación en perdigones de compuestos NPK es más problemática. El sulfato o el cloruro potásicos tienen un punto de fusión tan elevado que no cabe esperar que gran parte de este producto se disuelva en la urea o en el nitrato amónico fundidos a las temperaturas a las cuales estos materiales son estables. Sin embargo, materiales fundidos conteniendo hasta un 50% de sólidos en suspensión pueden bombearse y rociarse con tal de que se adopten precauciones adecuadas para impedir que se sedimenten los sólidos y se obture el equipo de aspersión [26].

El equipo preferido para montar el sistema de la caída de gotas es una especie de taza rotatoria perforada, con un rascador interno. Este equipo se describe con algún detalle en una comunicación de van de Berg y Hallie [27]. El tamaño de las gotículas se controla por el diámetro de los orificios de la taza, la velocidad de rotación, y las propiedades de la masa fundida. Una ventaja de la taza de granulación en perdi-

gones es que es tan compacta que se puede sacar con facilidad para limpiarla. En comparación, los rociadores con cabezal de ducha son relativamente más difíciles de limpiar.

La granulación en perdigones de compuestos NP y NKP que contienen nitrato amónico ha sido desarrollada en escala comercial por la Dutch State Mines (proceso Stamicarbon) y por la Norsk Hydro (Noruega). Ambas empresas han otorgado licencias de explotación de sus procesos a otros fabricantes; no se conoce el número total de instalaciones comerciales. En ambos casos, el proceso de granulación en perdigones se utilizaba originalmente para la granulación en perdigones de compuestos de nitrofosfatos que contenían principalmente nitrato amónico, fosfato monoamónico y fosfato dicálcico. Sin embargo, Albright y Wilson han adaptado el proceso Stamicarbon a una variedad de nitrofosfatos amónicos con potasa añadida como cloruro.

A continuación se reproduce una breve descripción del proceso en la forma en que lo efectúan Albright y Wilson, tomada principalmente de los *Proceedings of the Fertilizer Society* (Londres), No. 141 (1974) [28].

La solución de nitrato amónico se produce por neutralización a presión del ácido nítrico con amoniaco. La solución resultante se concentra para elevarla del 72 al 92-94% en un evaporador de vacío utilizando el vapor de escape del neutralizador a presión. Luego la solución se mezcla con el ácido fosfórico de proceso húmedo, que se ha concentrado hasta un 50% de P.O.. La mezcla se neutraliza con amoniaco hasta llegar a la fase de fosfato monoamónico y se concentra en un evaporador de vacío para formar una masa fundida, a una temperatura de 175 C, que contiene aproximadamente un 0,5% de humedad. Esta masa fundida se bombea a lo alto de la torre de granulación en perdigones, donde se mezcla con cloruro potásico fino, precalentado, en un mezclador especial. La mezcla descarga directamente en una taza o "cubo" rotatorio de granulación en perdigones.

Las gotículas se enfrían y solidifican a medida que caen en dirección contraria a la de una corriente de aire ascendente en la torre de granulación en perdigones. Los perdigones se recogen en el fondo de la torre y se enfrían más en un enfriador rotatorio. El producto se tamiza para seleccionar los tamaños de entre 1,2 y 4,0 mm; el material de tamaño excesivo (constituido principalmente por apiñamiento de perdigones) se tritura; y los finos, que suponen entre el 3 y el 8% de la carga total, se reciclan a la cuba de mezclado en lo alto de la torre de granulación en perdigones. Entre las calidades producidas figuran la 25-9-9, la 22-11-11, la 17-9-22 y la 15-15-21.

Una exigencia especial del proceso es que la potasa tiene que haberse molido lo bastante para que no se obturen los orificios del cubo de granulación en perdigones y tiene que haberse precalentado hasta una temperatura lo suficientemente alta para que no se enfrie la masa fundida. El tamaño de partícula preferido es menor de 300 μ m, y el campo de temperaturas preferido es el de 140-160°C. Por otra parte, no conviene que la potasa sea muy fina, porque entonces es más difícil mezclarla con la masa fundida en el mezclador. La potasa se prepara en una planta en que se combinan el secado, la molienda y el calentamiento y se transporta neumáticamente, con aire caliente, a una tolva de alimentación situada en lo alto de la torre de granulación en perdigones. Cualquier impureza—como astillitas de madera, papeles o fragmentos de metal— se elimina por tamizado.

El mezclado ha de hacerse en muy poco tiempo, ya que el cloruro cataliza una descomposición del nitrato amónico. El tiempo de retención en el mezclador que mezcla la potasa con el material fundido es inferior a un minuto. En vista de la brevedad del tiempo de mezclado, las velocidades de alimentación de la masa fundida y de la potasa al mezclador han de ser muy exactas y regulares para impedir excesivas variaciones en la composición de la mezcla.

El proceso Norsk Hydro, según lo describen Steen y Terjessen en una memoria presentada al Segundo Simposio Interregional de Fertilizantes, celebrado en Kiev en septiembre de 1971, parece ser en general similar al descrito más arriba, en lo que se refiere a la granulación en perdigones. Sin embargo, el material de nitrofosfato amónico fundido se prepara utilizando una variante del proceso de nitrofosfato Odda en la que se elimina como nitrato cálcico hasta el 85% del calcio. Así pues, la solución restante después de la neutralización contiene principalmente fosfato monoamónico y nitrato amónico, pero también contiene algo de fosfato dicálcico. Esta solución se evapora hasta dejar una masa fundida con humedad de tan sólo 0,55% a 180 C. La relación entre el nitrato amónico y el fosfato amónico puede regularse, dentro de ciertos límites, añadiendo solución de nitrato amónico obtenida por conversión del nitrato cálcico. La masa fundida se mezcla con sales de potasa precalentadas en un mezclador especial en la parte superior de la torre de granulación en perdigones. Se puede utilizar bien sea el cloruro bien sea el sulfato potásico. La Norsk Hydro menciona la tendencia de la viscosidad de la masa fundida a aumentar después de la mezcla porque el cloruro potásico reacciona con el nitrato amónico para formar cloruro amónico y nitrato potásico. Esta tendencia se regula limitando el tiempo de retención de la

mezcla y controlando el tamaño de partícula del cloruro potásico. Algunas de las calidades mencionadas son la 20-30-0, la 23-23-0, la 22-11-11, la 17-17-17 y la 15-20-15.

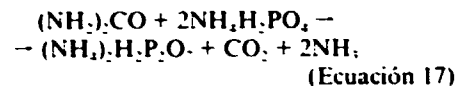
Sólo en el Japón, que se sepa, se obtienen por granulación en perdigones fertilizantes compuestos que contengan urea. La empresa japonesa Mitsui Toatsu produce una mezcla de urea-KCl granulada en perdigones. La potasa se precalienta y se añade al material de urea fundido inmediatamente antes de la granulación en un torre de 40 metros de altura [29]. Sin embargo, varias organizaciones han producido fertilizantes NP y NPK basados en la urea, en escala de planta piloto.

En 1968, la TVA efectuó una demostración de granulación en perdigones con adición de aceite con mezclas de urea-polifosfato amónico [30]. El uso de aceite en lugar de aire como medio refrigerante para los perdigones fue desarrollado por la Dutch States Mines y aplicado comercialmente para la granulación en perdigones de nitrato cálcico [27]. En el proceso de la TVA, el material de polifosfato amónico fundido se premezcló con una masa de urea fundida en una artesa que descargaba en un cubo rotatorio de granulación en perdigones. La temperatura de la mezcla era de unos 132°C. Las gotículas procedentes del cubo de granulación se sometían a enfriamiento brusco y se recogían en un aceite ligero que se mantenía a unos 38°C mediante enfriamiento con serpentines de agua. Los perdigones se separaban del aceite por centrifugación y se tamizaban hasta dejarlos en la fracción de 7-12 mallas. La masa de polifosfato amónico fundida se preparaba a partir de ácido fosfórico de horno eléctrico y contenía aproximadamente un 50% del P₂O₅ en formas de polifosfatos. Las calidades producidas fueron la 30-30-0, la 36-18-0 y la 39-13-0.

También en una comunicación de Hatakeyama [29] se informa sobre otros estudios en planta piloto para la granulación en perdigones, con aceite, de fertilizantes compuestos basados en la urea. En este proceso, la urea fundida se mezclaba con fosfato monoamónico desecado y precalentado y, en algunos casos, con cloruro potásico y sulfato amónico. La mezcla fluida se granulaba en un "dispositivo de granulación en perdigones" (del que no se dan detalles) y se recogía en un aceite de baja viscosidad. Al igual que en el proceso de la TVA, los perdigones se separaban del aceite por centrifugación.

Hatakeyama hacía hincapié en la regulación de la temperatura de la mezcla fluida que había de granularse. La temperatura óptima para una mezcla de 18,6-18,6-18,6 era de 125°C. Algunas de las otras calidades mencionadas eran la 18-21-17 y la 28-28-0.

Se prefería un tiempo de mezclado breve (unos 4 minutos); el contacto prolongado de la urea fundida con el fosfato monoamónico ocasiona descomposición de la urea y formación de polifosfato conforme a la reacción



Reacción que es indeseable debido a la formación de espuma y a la posible pérdida de amoníaco (parte del amoníaco puede quedar retenido como ortofosfato diamónico o como pirofosfato triamónico).

Más recientemente, la Norsk Hydro ha desarrollado un proceso de granulación en perdigones con aire aplicable a fertilizantes compuestos con base de urea y fosfato monoamónico (MAP) [31]. El MAP se producía como masa fundida a partir de ácido fosfórico de proceso húmedo en un reactor tubular del tipo desarrollado por la TVA [22]. La masa fundida contiene hasta un 30% de polifosfato. El que haya algo de polifosfato es conveniente, porque rebaja el punto de fusión y mejora las propiedades físicas de los productos. Sin embargo, los materiales con mucho polifosfato cristalizan despacio y pueden permanecer en estado plástico durante un tiempo que resulta excesivo para la granulación en perdigones.

Se describen tres métodos de funcionamiento:

1. El MAP fundido puede granularse en perdigones sin aditivo alguno.
2. El MAP fundido puede granularse en perdigones con adición de urea sólida y KCl precalentados.
3. El MAP fundido puede solidificarse, luego precalentarse y mezclarse con urea fundida para la granulación en perdigones. También puede añadirse KCl precalentado.

El tercero de estos métodos tiene la ventaja de que se puede tolerar un contenido en polifosfato más elevado, ya que el polifosfato de la masa fundida solidificada habrá tenido tiempo de cristalizar antes de volver al proceso de granulación en perdigones y, por ende, se evita la plasticidad o la lentitud de endurecimiento que caracteriza a las masas fundidas con mucho polifosfato. Al igual que en otros procesos de granulación en perdigones de NPK, impartir regular dentro de límites estrictos la temperatura y la velocidad de mezclado, y que el tiempo de retención en el mezclador sea breve.

Las ventajas y las desventajas de la granulación en perdigones de NPK son muchas. Las ventajas son bien conocidas. El porcentaje del producto que resulta del tamaño adecuado es muy elevado, y por consiguiente, hay poco reciclado.

Por lo general, hay poco polvo, aunque puede haber humos y vapores en el caso de ciertas composiciones. La humedad se elimina con mayor eficacia mediante la evaporación de soluciones que por secado de gránulos húmedos, sobre todo cuando el proceso de granulación entraña coeficientes de reciclado elevados. La forma casi esférica de los perdigones se prefiere a menudo a la de los gránulos de tamaños irregulares. Por lo general, los gastos de capital y de explotación de una planta de granulación en perdigones son menores que los de una planta de granulación ordinaria, sobre todo si se trata de operaciones en gran escala.

Una desventaja es que las formulaciones que pueden granularse en perdigones adolecen de ciertas limitaciones, ya que la mezcla tiene que ser capaz de formar una masa fundida fluida. Además, las formulaciones con altos porcentajes de sulfato amónico, sales potásicas y superfosfato pudieran ser difíciles o imposibles de granular en perdigones. El tamaño de partícula no se regula con facilidad dentro de un campo tan amplio como en el caso de la granulación ordinaria. Sin embargo, con la mayoría de las formulaciones se logran tamaños de partícula aceptables. La regulación de la temperatura, del tamaño de partícula, del tiempo de mezclado y de las proporciones suele ser más crítica que en la mayoría de los procesos de granulación ordinaria. Como una torre de granulación en perdigones ha de tener cierta altura mínima (por lo general, 40 metros), una unidad de pequeña capacidad tiende a ser casi tan cara como una unidad grande. Así pues, la granulación en perdigones puede ser más cara que la ordinaria para las plantas pequeñas aunque resulte más económica en el caso de las instalaciones grandes.

El fosfato diamónico es inestable a las elevadas temperaturas de fusión que se requieren para la granulación en perdigones y en la mayor parte de los procesos de granulación ordinaria de masas fundidas. Por consiguiente, una desventaja de los procesos en que se parte de una masa fundida es, en general, que no se puede aprovechar plenamente la capacidad que tiene el ácido fosfórico de fijar el amoníaco. Como el amoníaco cuesta sólo la mitad, aproximadamente, que las formas sólidas del nitrógeno, el fosfato diamónico ofrece una ventaja económica considerable, como se indica en los capítulos XIV y XVII.

7. Mezcla a granel

La mezcla a granel es una forma especial de mezcla en seco en la cual los materiales que han de mezclarse son todos granulares y tienen aproximadamente el mismo tamaño de partícula. Las mezclas pueden distribuirse a granel, o bien pueden ensacarse para su comercialización.

Los materiales que han de mezclarse pueden ser fertilizantes simples o compuestos o alguna combinación de los dos. Los más corrientes son los fosfatos monoamónico y diamónico, el superfosfato triple, el cloruro potásico, el nitrato amónico, la urea, y el sulfato amónico. El cuadro 3 muestra el tamaño de partícula y algunas propiedades físicas de los materiales que se utilizan para la mezcla a granel en los Estados Unidos. En la mayoría de los demás países, se prefieren gránulos algo mayores.

La mezcla a granel se originó en los Estados Unidos poco después de 1950 y cobró rápidamente gran popularidad. En 1976, un estudio de situación efectuado conjuntamente por la Tennessee Valley Authority y funcionarios de la American Plant Food Control puso de manifiesto que el 58,5% de todos los fertilizantes compuestos, y el 40,1% de todos los fertilizantes vendidos en los Estados Unidos eran mezclas. Los resultados de ese estudio se reflejan en la tabla que se da a continuación:

	% de todos los "fertilizantes mixtos"
Mezclas	
Vendidas a granel	49,2
Vendidas en sacos	9,3
Total	58,5
Compuestos granulados químicamente	
Vendidos a granel	14,4
Vendidos en sacos	13,1
Total	27,5
Mezclas fluidas	
Líquidos y suspensiones	14,0
Total	100,0

En total, el tonelaje de mezclas a granel alcanzado en 1976 fue de unos 14 millones de toneladas métricas. En las estadísticas oficiales de los Estados Unidos no se distingue entre las mezclas a granel y otros "fertilizantes mixtos" secos. Además, en varios de los Estados los materiales mezclados aparecen registrados como ventas de materiales sin mezcla para aplicación directa. Por ejemplo, al agricultor se le pasa factura por concepto de materiales sin mezcla (SST, KCl y urea) y el vendedor al por menor mezcla estos materiales antes de su entrega al agricultor. Dada esta situación, es difícil determinar la cantidad de mezclas a granel que en realidad se venden y utilizan, pero se estima que el estudio de situación mencionado es la fuente de información más fiable de que se dispone.

Los sistemas de mezcla a granel se utilizan también en varios otros países, pero no siempre tiene esta operación las mismas características que en los Estados Unidos. Han cobrado cierto arraigo tres tipos de sistemas de mezcla a granel:

1. El pequeño distribuidor local que atiende una zona de unos 50 kilómetros de radio, y que por lo general presta otros servicios agrícolas.

CUADRO 3. PESO ESPECIFICO APARENTE, DISTRIBUCION POR TAMAÑO DE PARTICULA, Y FORMA DE PARTICULA DE ALGUNOS MATERIALES FERTILIZANTES GRANULARES

	Peso específico aparente	Calidad	Núms. de malla (tamices Tyler), % en peso					Forma de la partícula ^a
			>6	6-8	8-10	10-16	<16	
Nitrato amónico								
Perdigones	1.29	33.5-0-0	0	6	65	25	4	BR
Perdigones alta densidad	1.65	33.5-0-0	0	0	8	89	3	MBR
Gránulos	1.50	33.5-0-0	1	35	54	3	2	RR
Escamas	1.63	33.5-0-0	0	25	43	28	4	B
Nitrosulfato amónico								
Gránulos	1.51	30-0-0	2	29	56	10	3	RR-MR
Urea								
Perdigones sin acondicionar	1.32	46-0-0	0	1	17	78	4	MBR
Perdigones acondicionados	1.31	45-0-0	0	0	1	94	5	MBR
Gránulos	—	46-0-0	1	90	9	<1	0	BR
Gránulos	—	46-0-0	3	83	17	<1	0	BR
Sulfato amónico								
Escamas compactas	1.64	21-0-0	0	6	46	41	7	I
Cristales	1.75	21-0-0	0	2	38	51	9	R
	1.75	21-0-0	0	4	20	51	25	B
Nitrofosfato amónico								
Gránulos tipo perdigón	1.27	30-10-0	0	5	63	31	1	BR
Gránulos	1.56	30-10-0	0	33	55	9	3	RR
Fosfato diamónico								
Gránulos (de ácido de proceso húmedo)	1.63	18-46-0	0	5	83	12	0	BR
	—	18-46-0	0	42	57	1	0	BR
Cristales (de ácido de horno)	1.62	21-53-0	0	8	45	39	8	B
Superfosfato triple								
Gránulos	2.12	0-46-0	<1	29	56	14	<1	BR
	—	0-46-0	1	21	37	31	10	RR
Cloruro potásico								
Producto de flotación, granular ^b	1.97	0-0-60	2	36	52	10	0	B
Producto de flotación, basto ^b	—	0-0-60	0	0	19	51	30	B
Cristales redondeados por solución	1.93	0-0-62	0	5	29	58	8	BR
Escamas compactas	1.96	0-0-60	0	14	65	20	1	I
Carga								
Caliza triturada	2.53	0-0-0	0	9	60	26	5	I
	2.56	0-0-0	0	22	42	24	12	I

^aB = en bloque, I = irregular, R = redondeada (MR = mal redondeada, RR = regularmente redondeada, BR = bien redondeada, MBR = muy bien redondeada)

^bLas designaciones "granular" y "basto" se utilizan en la industria, se entiende por "granular" el material con números de malla 6-20, y por "basto", principalmente, el de números de malla 10-28

- Un distribuidor de mayor importancia, radicado en un puerto o en un nudo de comunicaciones, que a menudo recibe los materiales en buques o barcasas.
- Una operación vinculada a la fabricación, en la cual unas cuantas calidades de compuesto granular o de fertilizantes sin mezcla se combinan para ampliar el campo de fertilizantes compuestos disponibles.

La operación de tipo 1 (distribuidor local) es la que más se da en los Estados Unidos. Hay en el país más de 5.300 empresas dedicadas a la mezcla a granel, con una mediana de producción anual

de unas 2.500 toneladas métricas de mezclas. Por lo general, el centro de distribución vende también otros tipos de fertilizantes, tales como fertilizantes sin mezcla sólidos y fluidos, y otros suministros agrícolas (plaguicidas, semillas, forraje, aperos, etc.). El centro de distribución de fertilizantes puede ser también un centro para la compra de productos agrícolas, tales como cereales para su reventa a los industriales alimentarios, a los exportadores o a los industriales que componen alimentos para animales. Los fertilizantes destinados a mezcla se compran a granel y se suelen recibir por ferrocarril en vagones cubiertos, con fondo en tolva, que se descargan fácilmente por gravedad. El éxito de este tipo de operación

depende de que se cuente con un sistema de transporte fiable que pueda entregar materiales a granel sin mermas debidas a escapes ni daños ocasionados por la exposición a la intemperie. Los materiales fertilizantes se almacenan en grandes depósitos, se mezclan conforme al pedido recibido del agricultor y se sirven inmediatamente a la finca de labranza o al vehículo del agricultor. A menudo, la mezcla se lleva directamente al campo y se lanza a voleo desde un camión especial, bien sea por obra del agricultor directamente o por el mezclador (explotador del centro de distribución). Sólo el 23% de los industriales mezcladores de los Estados Unidos disponen de instalaciones de ensacado.

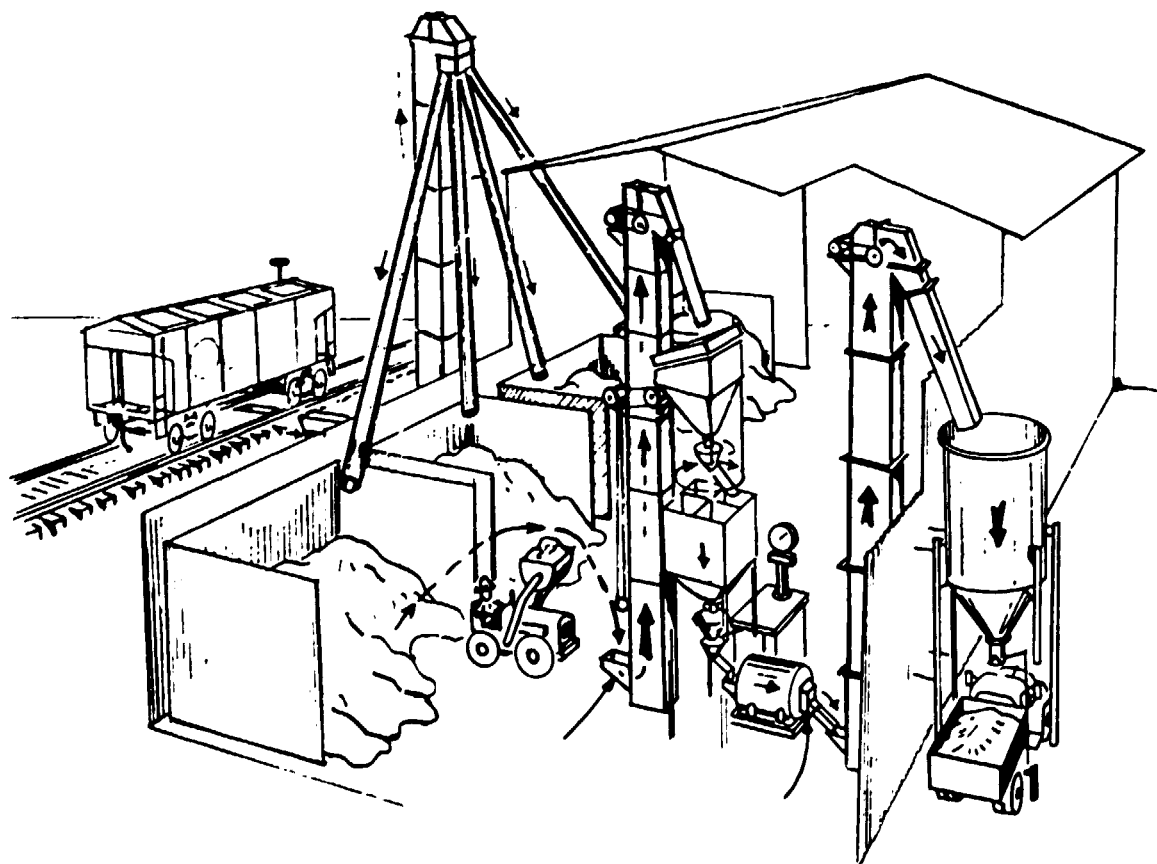
La figura 12 representa una instalación de mezcla a granel de uso muy corriente. Se utilizan muchos tipos de mezcladores, pero los de uso más extendido parecen ser los mezcladores discontinuos de tambor rotatorio. La mayoría de los mezcladores pueden operar a una velocidad de por lo menos 15 tph. Si funcionasen 24 horas al día y 330 días al año, tendrían producciones anuales superiores a las 100.000 toneladas. De ahí se desprende que lo normal en un mezclador de este tipo es que al cabo del año haya trabajado menos del equivalente de 10 días de 24 horas cada uno.

Por lo general, todo el mezclado se hace durante las estaciones de máxima demanda.

Las principales ventajas de este sistema de distribución local son las siguientes. En primer lugar, el mezclador es también el comerciante al por menor, con lo que se evita uno de los escalones del sistema de distribución. En segundo lugar, como los fertilizantes que hay que mezclar proceden de fuentes de suministro muy separadas entre sí, se obtiene cierto ahorro de gastos de transporte si las expediciones se hacen a centros locales de distribución en lugar de hacerlas a un centro regional. En tercer lugar el mezclador es capaz de proporcionar cualquier relación de N:P₂O₅:K₂O que se desee: tiene mucha aceptación el sistema de mezclas "a la medida" que responden a análisis de suelos. Se pueden añadir fertilizantes secundarios o micronutrientes.

Las circunstancias que tanta aceptación confieren a la mezcla a granel en los Estados Unidos faltan, con frecuencia, en otros países. Foulton ha descrito una instalación de mezcla a granel del tipo 2 en el Reino Unido con la que los industriales mezcladores suministraron el 5,8% de los fertilizantes compuestos utilizados en Inglaterra y Gales en 1975 [32]. En la operación de mezcla a granel descrita por Poulton se reciben

Figura 12. Instalación corriente de mezcla a granel



los materiales en pequeños buques que transportan hasta 1.500 toneladas, y esto requiere considerable espacio de almacenamiento (para un total de unas 5.000 toneladas). Los materiales granulares se compran especificando determinado tamaño. Sin embargo, los materiales se tamizan de nuevo para dejarlos en 2-4 mm antes de mezclarlos, y los finos se venden a los industriales granuladores. La mezcla se hace en un tambor rotatorio, discontinuo, por cargas de 5 toneladas y una cadencia de hasta 50-60 tph. Para atender las necesidades de la comarca, se producen diversas calidades, algunas de las cuales contienen magnesio o boro. El tambor mezclador está equipado de forma que pueda recubrir los gránulos con materiales micronutrientes (como el boro) y/o arcilla utilizando aceite para que el polvo fino se adhiera a los gránulos. El material mezclado se tamiza de nuevo antes del ensacado o del almacenamiento a granel. Los productos se distribuyen en sacos de 50 kg, en grandes sacos de 1 tonelada de capacidad, o a granel. Los sacos (grandes y pequeños) son a prueba de intemperie y a menudo se sirven a las fincas de labranza por anticipado y se almacenan al aire libre hasta el momento en que se necesitan. También en la planta se almacena, al descubierto o bajo techado, algún material ensacado.

Este tipo de mezclado a granel tiende a ser una operación mucho más importante que la del distribuidor local; son corrientes producciones anuales comprendidas en el campo de las 30.000 a las 300.000 toneladas. Una de estas operaciones de mezcla es la de The Andersons, situada en Maumee (Ohio, EE.UU.) [33]. La instalación está situada cerca del puerto de Toledo (Ohio, EE.UU.), que está bien equipado para recibir expediciones de ultramar (o de Florida) por el río San Lorenzo. La planta dispone de instalaciones para el almacenamiento de 200.000 toneladas cortas de fertilizante y produce al año más de 350.000 toneladas cortas de productos mezclados a granel. Se producen unas cuantas formulaciones básicas que se venden ensacadas o a granel. La compañía se ocupa también de la venta de cereales, y hay camiones que traen cereales al terminal de embarque y pueden transportar fertilizante en el viaje de regreso. Sólo el 20% de la producción se vende directamente a los agricultores; el resto va a vendedores al por menor y a cooperativas. Los costos se minimizan comprando en grandes cantidades cuando no es temporada y también automatizando las operaciones de manutención, mezclado y carga para el envío por ferrocarril o por camión.

Hay un tercer tipo de mezclado a granel que consiste en mezclar unas cuantas calidades de fertilizantes compuestos para producir más amplia variedad de compuestos. Un ejemplo de este tipo

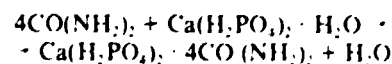
se encuentra en Corea, donde se produce fosfato diamónico al que se añade potasa durante la granulación. Ejemplos de las calidades producidas son la 14-37-12, la 12-32-16 y la 10-25-25. Estos productos se mezclan con urea para producir otras calidades, tales como la 22-22-11 y la 18-18-18.

Un gran productor de fertilizantes de Inglaterra produce gran número de calidades mezclando unas cuantas calidades de productos granulares N-P y N-K. La ventaja de este sistema es que se pueden obtener, por mezcla, numerosas calidades sin los gastos ni las demoras que ocasiona el cambio frecuente de calidad en una planta granuladora grande.

La tecnología de la mezcla a granel es sencilla; esto no obstante, hay ciertos principios básicos a los que debe prestarse atención si se quieren lograr resultados satisfactorios. En el sistema seguido en los Estados Unidos, donde la mayoría de las mezclas se mezclan y se esparcen por el terreno el mismo día, las propiedades de almacenamiento de la mezcla pueden tener poca importancia. En otros países, donde las mezclas pueden permanecer ensacadas y almacenadas durante semanas o meses, las propiedades de almacenamiento son importantes.

Todos los materiales deben estar en forma de gránulos resistentes, bien secos y de tamaño homogéneo. A su entrada en la planta, los materiales a granel deben protegerse para que no absorban humedad durante la descarga y almacenamiento antes del mezclado. En los climas húmedos, puede que sea necesario un almacenamiento exento de humedades. Si esto no es posible, quizá baste con cubrir las pilas con láminas de plástico. Para obtener los mejores resultados, los materiales deben tamizarse de nuevo antes de mezclarlos para eliminar cualesquiera finos o terrones formados durante la expedición y en las operaciones de manutención. También conviene disponer de equipo para revestir los gránulos después de mezclarlos.

La urea o los compuestos que la contienen no deben mezclarse con nitrato amónico ni con ningún compuesto que lo contenga. Se trata de una mezcla sumamente higroscópica. No se debe usar en la misma mezcla urea y superfosfato simple o triple si la mezcla ha de almacenarse, salvo que se trate de un superfosfato excepcionalmente bien seco. El fosfato monocálcico de los superfosfatos reacciona con la urea formando un aducto y liberando agua de cristalización:



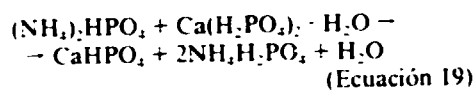
(Ecuación 18)

Hoffmeister ha comunicado los resultados de ensayos de compatibilidad de cinco muestras de SFT y dos muestras de SFS en mezclas con urea

[34]. La reactividad mostró muchas variaciones, pero sólo una muestra de SFT y ninguna de las de SFS produjo mezclas con propiedades de almacenamiento totalmente satisfactorias. Las demás se tornaron húmedas y pegajosas, o se apelmazaron mucho en periodos de almacenamiento de entre 1 día y 3 meses. Se estimó que la reactividad estaba relacionada con el contenido en agua del hidrato más que con el contenido en agua libre.

Secando más los superfosfatos se los hizo compatibles con la urea en las mezclas, pero no parece probable que el industrial mezclador pueda contar con recibir material tan bien secado. Por lo tanto, a menos que el industrial mezclador cuente con sus propias instalaciones de secado, le conviene más utilizar fosfatos amónicos (DAP o MAP) que utilizar superfosfatos para las mezclas con urea.

Los superfosfatos reaccionan con el fosfato diamónico conforme a la ecuación:



Esta reacción dará lugar a fenómenos de apelmazamiento durante el almacenamiento; así pues, debe evitarse esta combinación en mezclas que se hayan de almacenar.

La segregación de los materiales después de mezclados puede ser seria. Por ejemplo, si una mezcla se ensaca a partir de una tolva, los sacos sucesivos pueden tener composiciones muy distintas [35]. Esta segregación se debe a diferencias en el tamaño de partícula de las materias primas y puede impedirse igualando exactamente los materiales en cuanto al tamaño. Como esta igualación de tamaños rara vez es posible, por lo general es preciso adoptar precauciones adicionales. Se encuentran descripciones de precauciones adecuadas en trabajos de Hoffmeister [36], Silverberg y Hoffmeister [37] y Poulton [32].

En una publicación de la ONUDI (Serie "Industria de fertilizantes", Monografía No. 8, 1976) se describen las especificaciones correspondientes a plantas de mezcla a granel y ensacado de fertilizantes en un país en desarrollo con capacidades anuales de 30.000 ó 50.000 toneladas. El costo estimado es de 440.000 ó 550.000 dólares. Gran parte del costo corresponde a edificios para almacenamiento y equipo de manutención de materiales, que se necesitarían para la importación y distribución de fertilizantes de todas maneras.

La instalación de una planta de mezcla a granel puede ser una decisión sensata para un país en desarrollo que haya de importar los fertilizantes que necesite, cuando esas necesidades anuales sean demasiado pequeñas para justificar el costo de una planta de granulación. Para los países en desarrollo que producen los fertilizantes que necesitan o una parte de ellos, algún tipo de

mezcla a granel puede ser útil, pero hay que considerar también las otras posibilidades (véase el capítulo XXIV).

El empleo de la mezcla a granel en centros pequeños de distribución local requiere una infraestructura bien desarrollada capaz de asegurar la entrega a tiempo de los materiales a granel sin mermas ni detrimento de la calidad; esas condiciones faltan con frecuencia en los países en desarrollo.

8. Producción de fertilizantes compuestos fluidos

Se reconocen dos tipos de fertilizantes compuestos fluidos: los líquidos, en los que todos los ingredientes están en solución; y las suspensiones, que son líquidos que contienen sólidos que se mantienen en suspensión mediante la adición de un material gelatinoso, como ciertos tipos de arcilla, que elevan la viscosidad y retrasan la sedimentación. Los sólidos de las suspensiones son a menudo sales solubles en su solución saturada, pero también pueden ser materiales insolubles. A veces se reconoce un tercer tipo, el de los llamados "fertilizantes en lechada" que son fertilizantes fluidos que contienen sólidos que sedimentan rápidamente a no ser que se agiten continuamente. Este tipo no es muy popular y no se describirá aquí. La primera parte del apartado presente tratará de las soluciones o "líquidos claros", seguido por una breve descripción de la tecnología de los fertilizantes consistentes en suspensiones.

Los fertilizantes fluidos no son ninguna novedad; ya en la literatura de los primeros años del siglo XIX se encuentran varias referencias a la producción y al uso de fertilizantes líquidos. Sin embargo, hace bien poco que la fabricación y el empleo de fertilizantes líquidos son corrientes. Últimamente han cobrado gran popularidad en los Estados Unidos, donde los fertilizantes compuestos líquidos (incluidas las suspensiones) constituyen ahora el 15% de todos los fertilizantes compuestos. Los fertilizantes líquidos sin mezcla a base de nitrógeno (véase el capítulo X) tienen todavía mayor difusión. Aproximadamente, el 30% de los fertilizantes vendidos en los Estados Unidos son fluidos, entre los que figura el amoníaco anhidro. Los fertilizantes líquidos se emplean también mucho en Inglaterra, Francia, Bélgica, México, Colombia, y quizá en otros países que no han facilitado datos.

Fertilizantes líquidos claros

Los fertilizantes líquidos claros tienen, entre otras, las ventajas siguientes:

1. Las necesidades de energía son menores, y no se requiere evaporación ni secado.

2. No hay problemas de polvo o de humos y vapores en la fabricación o en el uso de los líquidos.
3. No se plantean problemas de propiedades físicas tales como higroscopicidad y apelmazamiento.
4. El almacenamiento, la manutención y la carga para la expedición son menos costosos y requieren menos mano de obra que en el caso de los sólidos.
5. La aplicación de los líquidos es conveniente y rápida, si se cuenta con el equipo debido. Incluso la distribución o la colocación exacta es más fácil con los líquidos que con los sólidos.
6. El fertilizante líquido puede aplicarse junto con el agua de riego, sobre todo si se cuenta con sistemas de riego por aspersión o goteo.
7. Los fertilizantes líquidos son adaptables a la aplicación foliar (si se diluyen debidamente), que a veces resulta más eficiente que la fertilización del suelo. Cuando es necesario fumigar los cultivos con plaguicidas (como ocurre con algunos cultivos arbóreos), se puede combinar la fertilización foliar con la fumigación.
8. Las soluciones de transplante tienen gran popularidad para su uso con algunos cultivos, especialmente cultivos de legumbres o verduras, como los tomates.
9. El equipo para la producción de fertilizantes compuestos líquidos es sencillo y económico, siempre que se disponga de materiales adecuados servidos por los fabricantes de materias primas.
10. En algunos casos, los fertilizantes líquidos pueden tener mayor eficiencia agronómica. Esto, empero, es una cuestión debatible [38].

Entre las desventajas cabe citar las siguientes:

1. Los materiales utilizados para los líquidos han de ser solubles en agua; así pues, el campo de elección es limitado. Algunos de los materiales son más costosos o menos fáciles de encontrar.
2. Los fertilizantes compuestos líquidos están menos concentrados que los sólidos; por consiguiente, los costos de transporte son mayores.
3. Cuando se enfrían las soluciones, puede ocurrir que se formen cristales y que éstos se sedimenten. Para impedir esto, hay que formular los líquidos de tal forma que resistan las temperaturas mínimas que pudieran darse. Así pues, los climas cálidos permiten la comercialización de soluciones más concentradas. De todos modos, las soluciones son

menos concentradas que los sólidos, lo que eleva el costo de transporte.

4. El almacenamiento y transporte de líquido requiere equipo especializado: tanques, barriles, y vagones o camiones cisterna. También se utilizan buques, barcasas y tuberías. El equipo no es necesariamente más costoso que el necesario para los sólidos, pero puede no encontrarse en algunos países. Por otra parte, no se necesitan sacos.
5. Se afirma a menudo que la aplicación de líquidos requiere equipo costoso y de muy alta tecnología. Esto es cierto en el caso del amoniaco anhidro o del agua amoniacal muy concentrada, pero no en el caso de los fertilizantes compuestos líquidos. Si bien en los Estados Unidos se utiliza equipo costoso para economizar mano de obra, también se usa equipo muy costoso para los sólidos. Se puede usar equipo muy primitivo (como el de cubo y caldera, por ejemplo). La posibilidad de distribuir y aplicar líquidos con equipo primitivo ha quedado demostrada por el empleo de abono de cloaca en algunos países, el uso de soluciones muy diluidas de amoniaco en China, y el empleo por los pequeños agricultores de fertilizantes compuestos líquidos en Colombia [39].

Los materiales más utilizados para la producción de fertilizantes compuestos líquidos son la solución de urea o de urea-nitrato amónico (UNA), el ortofosfato o polifosfato amónico, y el cloruro potásico. Por lo general, la solución UNA es menos costosa que el nitrógeno sólido. El cloruro potásico totalmente soluble es algo más caro que las calidades que contienen impurezas insolubles, pero más barato que las calidades granulares. Se puede adquirir de productores de potasa del Canadá, Estados Unidos, Inglaterra e Israel que utilizan los sistemas de extracción por solución, refinación durante la recristalización o recuperación de lagos salados. El fosfato amónico es un ingrediente clave; su costo, disponibilidad y tecnología de producción varían dentro de límites muy amplios, como se verá más adelante.

Para algunos usos especiales, tales como la aplicación foliar, se pueden utilizar fosfatos potásicos, sulfato potásico y otros materiales más costosos. En algunas zonas pobres en azufre, se utiliza una solución de tiosulfato amónico o de sulfito-bisulfito amónico. También se utilizan diversos materiales micronutrientes.

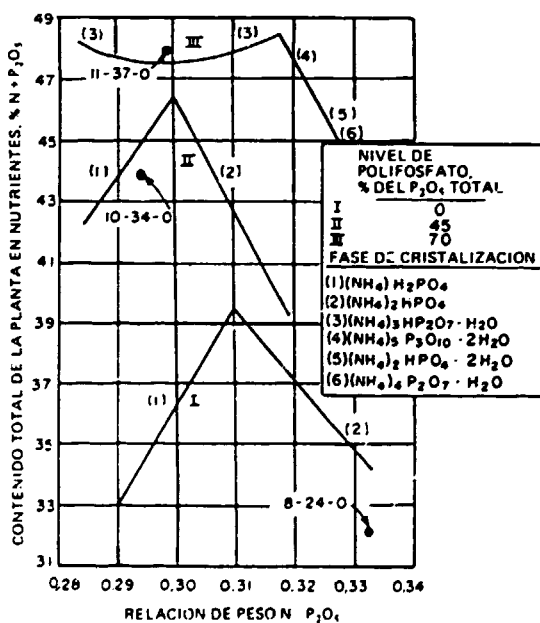
La fuente más importante de fosfato es la solución de polifosfato amónico. Al principio, el fosfato diamónico cristalino puro era un material importante; se producía a partir de ácido de horno o de ácido obtenido por proceso húmedo mediante un procedimiento especial que elimi-

naba las impurezas insolubles. Aún se hace algún uso relativamente poco importante de este material cristalino. Más adelante, las soluciones de ortofosfato amónico se produjeron a partir de ácido de horno, y después se produjeron soluciones de polifosfato amónico empezando por obtenerlas a partir de ácido superfosfórico de horno y pasando luego a utilizar el ácido superfosfórico de proceso húmedo. La novedad más reciente es la producción de una solución de polifosfato amónico directamente a partir del ácido ortofosfórico de proceso húmedo [38].

La solución de polifosfato amónico tiene, en el caso de los fertilizantes líquidos, dos ventajas importantes: es más soluble que el ortofosfato, y retiene en solución la mayoría de las impurezas comunes del ácido de proceso húmedo, así como algunos materiales micronutrientes que puedan añadirse.

La figura 13 muestra la influencia de la relación N:P₂O₅ y del contenido en polifosfato en la solubilidad de las soluciones de fosfato amónico puro a 0°C. La solubilidad de las soluciones impuras obtenidas a partir de ácido de proceso húmedo depende de las impurezas, pero la calidad más extendida es la 10-34-0. Puede tener una temperatura de salificación muy inferior a 0°C.

Figura 13. Influencia del nivel de polifosfato y de la relación en peso N:P₂O₅ en la solubilidad de los polifosfatos amónicos a 0°C



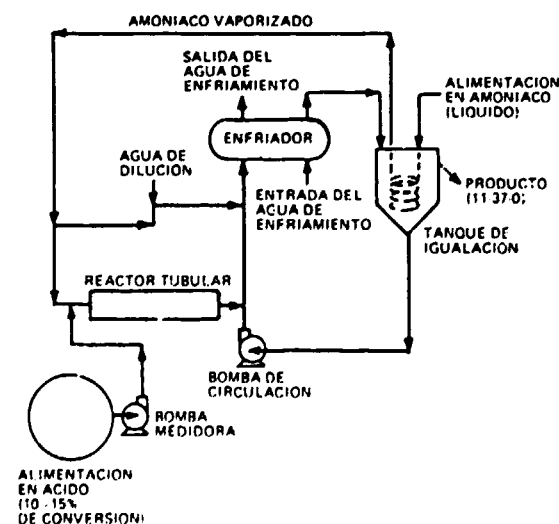
En su mayor parte, la solución de polifosfato amónico producida en los Estados Unidos se obtiene a partir de ácido superfosfórico de proceso húmedo. El ácido superfosfórico se produce en las fábricas de los Estados Unidos. La capacidad

de producción total es de 0.91 millones de toneladas métricas de P₂O₅ [40]. Casi todo el ácido se utiliza para la producción de fertilizantes líquidos.

Para la transformación del ácido superfosfórico en solución de polifosfato amónico (PFA) se utilizan dos métodos distintos. En el primero de estos métodos, el ácido superfosfórico, amoníaco y agua se miden en una cuba de reacción agitada cuyo pH se controla para que quede situado entre 6.0-6.5, aproximadamente. Se regula la temperatura, dejándola en 75°C aproximadamente, mediante circulación por un enfriador, y el producto se enfría todavía más hasta los 35°C, para minimizar la velocidad de hidrólisis durante el almacenamiento. En este método, el nivel de polifosfato del producto, expresado como porcentaje respecto del total de P₂O₅, es aproximadamente igual que en el ácido o ligeramente inferior.

En el segundo método, se hace reaccionar en un reactor tubular ácido superfosfórico y amoníaco a temperaturas de entre 340 y 390°C (véase la figura 14). Los productos de reacción, que son la masa fundida y el vapor, se enfrían bruscamente en la solución enfriada, a la que se añade amoníaco para obtener el pH deseado de entre 6.0 y 6.5. Con este método, se eleva el nivel del polifosfato como consecuencia de la deshidratación y polimerización que se operan en el reactor tubular. Por ejemplo, un ácido "bajo en polis" que contenga sólo un 10-20% del P₂O₅ como polifosfato puede utilizarse para hacer soluciones con niveles de polifosfato superiores al 50% y, a veces, de hasta el 75% [22]. Este método ha cobrado gran popularidad porque el ácido

Figura 14. Producción de fertilizantes líquidos con alta concentración de polifosfatos a partir de ácido superfosfórico de proceso húmedo



superfosfórico "bajo en polis" es mucho más fácil de producir que el "alto en polis" (es decir, el que tiene más de un 50% de polifosfatos), es menos viscoso y, por lo tanto, más fácil de bombear.

La calidad de la solución de PFA depende de las impurezas del ácido. Las que más perturban son las materias carbonáceas y el magnesio. Las materias carbonáceas forman en la solución un precipitado negro y floculento que la hace opaca. Esto es recusable porque los agricultores esperan que una solución "clara" sea, en efecto, clara. El magnesio hace que compuestos tales como el $MgNH_4PO_4 \cdot 6H_2O$, el $Mg(NH_4)_2P_2O_7 \cdot 4H_2O$, y el $MgAl(NH_4)_2(P_2O_7)_2 \cdot 6H_2O$ tarden más en precipitarse o se precipiten de una forma continuada pero más lenta, según la composición y el nivel de polifosfatos de la solución [41]. Estos precipitados cristalinos crecen hasta alcanzar un tamaño tal que ocasionan la obturación de las boquillas de aspersión. La cantidad de magnesio que puede tolerarse en el ácido superfosfórico no está bien definida, pero probablemente el máximo será el 0,8% de MgO. Algunos productores de ácido superfosfórico han concebido métodos para eliminar el magnesio. Se ha producido ácido superfosfórico de calidad satisfactoria a partir de apatito de Kola, de algunas calidades de menas marroquies, de menas calcinadas de Carolina del Norte y del occidente de los Estados Unidos, y de algunas menas de Florida (calcinadas o en bruto). Los Estados Unidos importan de México ácido parcialmente purificado obtenido a partir de la llamada roca de Florida para la producción de fertilizantes líquidos.

La solución de PFA puede obtenerse a partir de ácido ortofosfórico a: proceso húmedo (54% de P_2O_5), como ya se ha descrito anteriormente en la sección referente a la granulación a partir de masas fundidas. En Francia se utiliza un proceso de este tipo [42]. Para llegar a una concentración en polifosfatos del 50% o más, es necesario precalentar el ácido y el amoníaco cuando la concentración del ácido es del 54%, aproximadamente; a concentraciones superiores a un 60% de P_2O_5 , el precalentamiento puede no ser necesario. Para la producción, por este proceso, de líquidos claros satisfactorios, hay que utilizar un ácido fosfórico sumamente exento de impurezas; el ácido obtenido a partir de roca de Kola es adecuado, pero los ácidos fabricados a partir de la mayoría de las rocas de Florida no han producido soluciones exentas de lodos.

Las soluciones de PFA se almacenan y transportan en depósitos de acero dulce. Los polifosfatos se hidrolizan durante el almacenamiento a una velocidad que depende de la temperatura. A 15°C o menos, la hidrólisis es muy lenta. Sigue siendo moderada a 27°C, pero en el campo de los 30-40°C, la velocidad de hidrólisis puede ser tan

alta que ocasione serios deterioros en 2-3 meses. Así pues, en las zonas tropicales quizá haya que refrigerar las soluciones de PFA o utilizarlas poco después de su producción.

La producción de fertilizantes compuestos a partir de agua, solución UNA o urea, solución de PFA y cloruro potásico es un proceso de mezcla sencillo que a menudo se efectúa por etapas. Hay que utilizar agua razonablemente pura, las concentraciones altas de calcio o magnesio originan formación de precipitados fosfatados insolubles. Si la solución de PFA se obtiene en la propia fábrica, puede utilizarse mientras esté bien caliente para disolver sólidos, tales como cloruro potásico o urea en perdigones. Los sólidos tienen un calor de solución negativo y pueden tardar mucho en disolverse en agua fría. Además, el calor de solución negativo ayuda a mantener la solución de PFA fresca, lentificando así la hidrólisis.

La elección entre la solución de UNA y la urea puede depender de las disponibilidades que haya. Para las calidades NP, se pueden obtener mayores concentraciones a partir de las soluciones de UNA, mientras que para la mayoría de las calidades NPK, la urea sin mezcla da una concentración más elevada. El motivo es que el nitrato amónico reacciona con el cloruro potásico en solución produciendo cloruro amónico y nitrato potásico. El nitrato potásico tiene poca solubilidad a temperaturas bajas. Si la fábrica está cerca de una unidad de producción de urea, se puede utilizar solución de urea como fuente de nitrógeno complementaria; si está al lado mismo, se puede utilizar la solución de urea bien caliente, que suele contener aproximadamente un 75% de urea. Para el transporte, la solución ha de diluirse hasta dejarla en 40-50%, según la temperatura ambiente.

Como ya se ha mencionado, una propiedad importante de los fertilizantes compuestos líquidos es la temperatura a la cual aparecen cristales, conocida generalmente como "punto de salificación". Slack ha indicado unos métodos empíricos para predecir las temperaturas de salificación para mezclas de KCl, solución de urea, o de UNA, y solución PFA de composición estándar [43]. Las predicciones son sólo aproximadas, ya que la solución de PFA tiene una composición variable. Las temperaturas predichas (calculadas) y medidas para algunas formulaciones de KCl-UNA-PFA se dan en el cuadro 4. La mayoría de estas formulaciones tienen temperaturas de salificación de 0°C o inferiores, lo cual resulta conveniente en los climas templados. En las zonas tropicales, donde se espera que la temperatura mínima sea superior a 0°C, se pueden utilizar calidades más elevadas. Esto es particularmente cierto en relación con las calidades que contienen potasa, en las cuales la fase de cristalización es el KNO_3 , que tiene un alto coeficiente de temperatura.

CUADRO 4. FORMULACIONES PARA FERTILIZANTES LIQUIDOS QUE UTILIZAN 10-34-0, SOLUCION DE UNA Y KCl

Calidad	Formulación, kg/t				Temperatura de salificación, °C	
	10-34-0	UNA (32% de N)	KCl (62% de K ₂ O)	H ₂ O	Calculada	Determinada
16-16-0	470	353	—	177	-3,3	-3,3
13-26-0	765	167	—	68	-7,8	—
10-30-0	883	36	—	81	-17,8	—
8-8-8	236	126	129	459	+5,0	+0,6
8-16-8	471	102	129	298	+2,8	-10,0
7-21-7	618	25	113	244	-11,1	-11,1
5-5-10	147	111	161	581	-6,7	—
5-10-10	294	65	162	479	-7,8	—
5-15-10	441	19	162	378	+6,7	+2,2
4-4-12	117	89	194	600	-6,7	—
4-8-12	236	51	193	520	0,0	+6,1
3-9-9	264	11	145	580	<-18,0	—
20-10-0	294	533	—	173	<-18,0	—
10-5-5	147	266	80	507	0,0	—
10-15-5	441	175	80	304	-5,0	—
10-20-5	588	130	80	202	+1,7	—
6-3-6	88	161	97	654	-7,8	—
8-12-8	353	140	129	378	0,0	—
6-3-9	88	161	145	606	-2,8	—
6-6-9	176	133	145	546	0,0	—
6-9-9	265	106	145	484	0,0	—
21-7-0	206	592	—	202	<-18,0	—
18-12-0	353	453	—	194	<-18,0	—
12-4-4	118	339	64	479	-2,2	—
12-8-4	235	302	64	399	0,0	—
12-12-4	353	266	64	307	0,0	—
12-16-4	471	228	64	237	0,0	—
9-3-6	88	254	97	561	0,0	—
9-6-6	176	227	97	500	+2,2	—
9-9-6	264	200	97	439	+2,2	—
6-2-6	59	169	97	675	-7,8	—
6-4-6	117	152	97	634	7,8	—
24-6-0	177	695	—	128	-6,7	—
12-3-3	88	349	48	515	-7,8	—
12-6-3	176	321	48	455	-7,8	—
12-9-3	265	292	48	395	-7,8	—
12-12-3	353	266	48	333	-5,0	—
8-2-4	59	232	64	645	10,0	—
8-6-4	176	196	64	564	12,8	—
8-2-6	59	231	97	613	0,0	—
8-4-6	117	214	97	572	0,0	—
8-6-6	176	196	97	531	2,2	—
8-8-6	236	176	97	491	-2,2	—
8-6-8	176	196	129	499	+4,4	—

Las formulaciones del cuadro 4 podrían modificarse sustituyendo la solución de UNA por una cantidad equivalente de nitrógeno en forma de urea (sólida o en solución). Esto modificaría la temperatura de salificación; la mayoría de las calidades que contienen potasa tendrían menor temperatura de salificación, mientras que las calidades no potásicas tendrían una temperatura de salificación más alta. La calidad máxima que podría producirse a una temperatura dada podría estimarse con ayuda de los gráficos y fórmulas

dados por Slack y colaboradores, pero suele ser preferible determinarla experimentalmente, utilizando los materiales reales de que se dispone para la formulación de las mezclas [43]. En el cuadro 5 se muestran algunas formulaciones para fertilizantes líquidos obtenidos a partir de la urea, el 10-34-0 y el KCl, y sus respectivas temperaturas estimadas de salificación.

CUADRO 5. FORMULACIONES PARA FERTILIZANTES LIQUIDOS EN QUE SE UTILIZA UREA, 10-34-0 Y KCl^a

Calidad	Formulación, kg/t				Temperatura de salificación, °C (calculada)
	Urea (46% de N)	10-34-0	KCl (62% de K ₂ O)	H ₂ O	
18-6-0	353	177	0	470	-3
16-8-4	296	236	65	403	-2
15-10-4	262	294	65	379	-1
15-5-5	294	147	81	470	-9
14-7-7	260	206	113	421	-1
12-12-6	184	353	97	366	-3
10-20-0	90	588	0	322	-17
9-9-9	138	265	145	452	-8
8-24-0	20	706	0	274	-17
7-14-7	63	412	113	412	-13
6-18-6	16	530	97	358	-17
5-10-10	45	294	162	500	-13

^aSólo incluye las calidades con temperaturas de salificación inferiores a 0°C.

En general, las formulaciones para aplicación foliar pueden prepararse a partir de cualquier material fertilizante soluble, siempre que se diluya lo suficiente para que no se quemen las hojas. El grado de dilución requerido varía según los materiales, tipo de cultivo, condiciones de humedad, etc. Una orientación general para la selección de materiales la da el "índice salino"; conviene que este índice sea bajo porque ello indica que se pueden tolerar concentraciones más elevadas. En el capítulo XXII se dan los índices salinos de los materiales fertilizantes más corrientes. Entre los materiales de nitrógeno sin mezcla, la urea es la que tiene el índice salino más bajo por unidad de N y, por lo general, es el material que se prefiere para la aplicación foliar. Algunos cultivos son muy sensibles a la presencia de biuret en la urea, pero se ha utilizado urea comercial con un contenido en biuret de hasta el 1,5% en cultivos cerealistas sin efectos perjudiciales [44]. No se conocen los índices salinos de los polifosfatos, pero, a juzgar por los resultados de ciertos trabajos experimentales, las hojas son menos sensibles a los polifosfatos (piro y tripoli) que al ortofosfato. Además, el polifosfato da mejores respuestas en los experimentos con cereales. El sulfato potásico tiene un índice salino más bajo que el cloruro potásico, y el fosfato monopotásico tiene un índice muy bajo.

Una práctica prometedora que aún se encuentra en la fase experimental es la fertilización foliar de la soja y otros cultivos cerealistas durante la fase de formación de la semilla. En los Estados Unidos y en el Brasil se han llevado a cabo amplios experimentos al respecto, principalmente por obra de la Allied Chemical Corporation y de la Universidad del Estado de Iowa desde 1974.

La Allied Chemical ha desarrollado varias formulaciones, con la marca registrada "Folian", compuestos de urea, polifosfato y sulfato potásico. No se ha publicado la formulación exacta, pero en una patente de 1971 se menciona el polifosfato amónico. Como el sulfato potásico no es muy soluble, es probable que parte del potasio aparezca en forma de orto o polifosfato potásico. Según las comunicaciones más recientes sobre resultados de ensayos, la calidad de la solución era 12-6,0-6,0-0,5 S. En el Brasil se han hecho cinco experimentos de campo con cuatro repeticiones empleando soja. El mejor tratamiento era la aplicación en una sola aspersión de 112 kg/ha (100 lb/acre) efectuada en la fase de crecimiento comprendida entre las de pericarpio rudimentario y pericarpio semiformado. Este tratamiento permite obtener un aumento del 22% del rendimiento (unos 442 kilos por hectárea) por comparación con los resultados que se obtienen sin aplicación foliar [45]. La aplicación foliar constituía un suplemento a la fertilización del suelo, pero no la sustituía.

Las formulaciones utilizadas por la Universidad del Estado de Iowa constaban de urea, polifosfato potásico y sulfato potásico. Para algunos ensayos con soja se utilizó una calidad de solución de 10-2,4-4-0,6 S. Gray ha pasado revista a estos ensayos y a otros [44]. Los resultados fueron muy alentadores en algunos casos y desalentadores en otros. Evidentemente, será preciso efectuar muchas más investigaciones para poder contar con resultados predecibles. El elevado costo del polifosfato potásico obtenido a partir del hidróxido potásico y del ácido superfosfórico es una desventaja. Probablemente se necesitará contar con fosfatos potásicos menos costosos o con algunas formulaciones menos costosas para poder obtener resultados rentables en los cultivos de cereales.

Fertilizantes en suspensión

La fórmulas y prácticas utilizadas para la producción de fertilizantes en suspensión son tan diversas que no se va a tratar de describirlas por completo. Las más conocidas utilizan técnicas y materiales similares a las que se emplean para los líquidos claros, con la diferencia de que el factor limitativo de la concentración es la fluidez, más

que la solubilidad. Se pueden utilizar suspensiones de ortofosfato amónico obtenidas a partir de ácido de proceso húmedo y que contienen impurezas insolubles, pero se obtienen productos de mejor calidad si se emplea el polifosfato amónico. La solución de UNA es la fuente más corriente de nitrógeno suplementario; y la fuente corriente de potasa es el cloruro potásico fino, no necesariamente soluble ciento por ciento en agua. Para aportar nutrientes secundarios o micronutrientes se pueden emplear materiales insolubles o materiales que formen precipitados insolubles. Es más, se pueden producir y aplicar suspensiones de materiales totalmente insolubles, como caliza o fosforita molidas, con la ventaja de que se eliminan los problemas del polvo.

El agente de suspensión más corriente es la atapulguita, que al ser sometida a una agitación vigorosa con agua o soluciones acuosas forma un gel. La cantidad corriente oscila entre el 1 y el 2%, y ello es suficiente para obtener una viscosidad de la suspensión de entre 300 y 700 centipoises, que es el campo preferido. En este campo de viscosidades no se produce la sedimentación rápida de los sólidos, pero tampoco hay dificultades para bombear o rociar si se utiliza el equipo adecuado.

Las suspensiones pueden almacenarse durante varias semanas o meses recurriendo a su agitación periódica, pero hay una tendencia general a limitar el tiempo de almacenamiento, porque los cristales pueden crecer hasta alcanzar tal tamaño que cause problemas.

Balay y Salladay han descrito la práctica de preparar suspensiones a partir de materiales sólidos [46]. Parece evidente que las suspensiones podrían ofrecer una ventaja económica sobre las mezclas a granel, por las razones siguientes:

1. Se pueden utilizar MAP o DAP en polvo, que son más baratos que los fosfatos amónicos granulares.
2. El nitrógeno suplementario podría ser una solución de urea, que sería menos costosa que la urea sólida, si la fuente de suministro está cercana. En otro caso, se puede utilizar urea sólida en cualquier forma. El sulfato amónico subproducto podría ser un material económico en algunos lugares.
3. Se debe usar potasa fina, que es más económica que la granular.

La aplicación de fertilizantes en suspensión requiere equipo y técnicas especializados. Por este motivo, de la distribución de suspensiones se suelen encargar servicios especializados, y no el propio agricultor. Sin embargo, en los países en que la mano de obra sea abundante y barata, quizá sea factible la aplicación manual.

C. Economía de la producción de fertilizantes compuestos

Los costos de capital y de explotación de la producción de fertilizantes compuestos varían mucho según que las operaciones se inicien con materias primas básicas, con productos intermedios o con productos terminados. Las observaciones que se formulan en el presente apartado se refieren exclusivamente a los costos de capital y de explotación que entraña la producción de fertilizantes compuestos, y no incluyen los gastos de comercialización ni los de distribución. Al optar por determinado proceso de producción, lo que se debe procurar es obtener el mínimo costo posible, de producto entregado, para los productos más adecuados. Dada la diversidad de los sistemas de comercialización, y las grandes diferencias existentes en cuanto a disponibilidad de materias primas y las necesidades agrícolas, no se va a procurar definir el sistema de producción-comercialización de costo mínimo para ninguna situación concreta, pero se darán algunas orientaciones al respecto en el capítulo XXIV.

El mezclado es uno de los procesos menos costosos, pero su éxito depende de que se cumplan estrictamente especificaciones rigurosas y se actúe con un criterio muy selectivo al adquirir los materiales granulados que han de mezclarse, condiciones no siempre fáciles de cumplir. Además, los materiales son más costosos que los productos intermedios o los materiales no granulados. Como ya se ha indicado, en la monografía No. 8 de la serie "Industria de fertilizantes" de la ONUDI se hace una descripción detallada de plantas de mezcla de fertilizantes a granel y ensacado con producciones totales de 30.000 ó 50.000 tpa. Los costos estimados de capital son de 443.300 y 565.300 dólares, respectivamente. Buena parte del costo de capital se requeriría también para la recepción del fertilizante a granel y para su ensacado así como para el almacenamiento del material que entre a granel y del que sale ensacado. En países en desarrollo se han construido instalaciones de mezcla a granel más pequeñas, con volúmenes de venta anual de entre 3.000 y 5.000 toneladas por costos de 100.000 dólares nada más, por lo general sin instalaciones para ensacado ni para el almacenamiento de productos mezclados.

Asimismo, las instalaciones para la producción de fertilizantes compuestos líquidos pueden ser muy baratas si se pueden obtener ingredientes de la calidad requerida de los abastecedores básicos, lo cual en muchos países sería difícil. La producción de solución de polifosfato amónico a partir de amoníaco y ácido fosfórico requiere mucho menos capital y gastos de explotación que

la producción de fosfato amónico granular, pero requiere un ácido fosfórico más concentrado y unas especificaciones de composición más estrictas. En algunos países, no es fácil encontrar ácido de esas características. La solución de urea o la solución UNA, si se puede encontrar en una fuente de suministro no demasiado distante, debe lógicamente resultar menos costosa que la urea sólida. Las necesidades de energía para las soluciones son menores que para los sólidos, ya que no se requiere combustible para evaporación o secado.

En los capítulos XIV, XV y XXV se facilitan, a título de ejemplo, estimaciones correspondientes a la producción de nitrofosfatos y fosfatos amónicos granulados. La adición de sales potásicas en estos procesos exige muy poca inversión o gastos de explotación adicionales. En los procesos de granulación de lechadas, la adición de potasa suele reducir la relación de reciclado; así pues, sería de esperar, para determinado tamaño de equipo de granulación, mayor producción de la calidad 10-25-25 (por ejemplo) que de la 18-46-0. Esto no obstante, la adición de urea o de nitrato amónico puede no reducir la relación de reciclado; por lo tanto, habría que aumentar el tamaño y el costo de la planta de granulación en proporción al volumen de producción total, según se explica en el capítulo XIV. En cuanto al costo de la granulación ordinaria o en perdigones de los fertilizantes compuestos, sólo hay información respecto de unas pocas calidades, como se examina en el capítulo XIV. Ruskan [47] ha comparado el costo de la granulación en perdigones con el de la granulación ordinaria de material fundido para la urea o el nitrato amónico. Posiblemente esta comparación es válida para la granulación en perdigones en relación con la granulación ordinaria de masas fundidas en el caso de fertilizantes compuestos que sean adaptables a estos procesos.

La empresa Fisons, Ltd., que ofrece plantas normalizadas "Granupak" en diversos tamaños [48], ha proporcionado alguna información sobre la granulación ordinaria al vapor de mezclas de fertilizantes en seco. Básicamente, la planta consiste en tolvas y alimentadores para la materia prima, un triturador de materia prima, un granulador equipado para la inyección de vapor y la adición de agua por aspersión, un secador, un enfriador, colectores de polvo seco, tamices, trituradores de gruesos y equipo para el revestimiento del producto acabado, junto con los necesarios elementos de transporte y otros instrumentos auxiliares. Los órdenes de magnitud de los costos de las plantas de granulación básicas, circunscribiéndose a la instalación de producción directa y sin incluir las instalaciones de almacenamiento de materias primas o productos, a base de

los precios que regian en Inglaterra el día 1 de julio de 1977, son los siguientes:

Tipo	Toneladas/hora		Costo aproximado de la planta básica	
	Producción originaria	Producción total	£	Equivalente en \$ ^a
I	5 a 10	15	906 000	1 540 000
II	7 a 15	22	1 196 000	2 033 000
III	10 a 20	35	1 696 000	2 883 000
IV	15 a 30	55	2 161 000	3 673 000

^aSuponiendo un tipo de cambio de 1.70 dólares por libra

El costo aproximado de equipo adicional optativo es el siguiente:

1. Conjunto de caldera de vapor para la granulación £21 500
2. Depurador de gas por vía húmeda £39 750
3. Sistema de preneutralización del ácido fosfórico £55 250
4. Adición de solución de nitrato amónico £17 500

El folleto de la Fisons da el siguiente campo de necesidades de servicios para la granulación ordinaria de un amplio espectro de fertilizantes de NP, NPK y PK:

Necesidades por tonelada de producto	
Vapor (3 kg/cm ² , mínimo)	20-80 kg
Agua (3 kg/cm ² , mínimo)	0.05 m ³
Combustible	60 000-150 000 kcal
Energía eléctrica	15-25 kWh

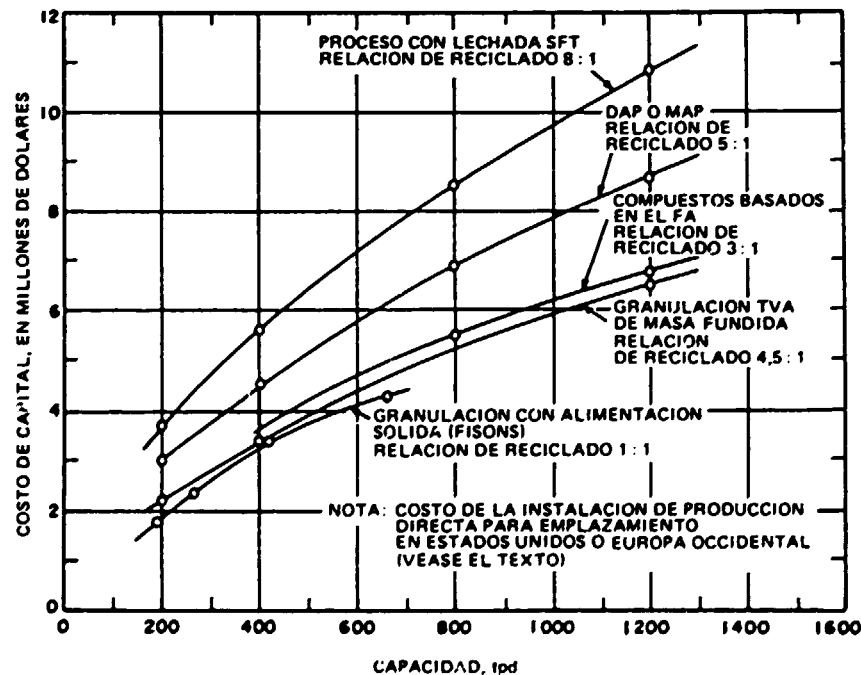
Estos datos podrían utilizarse para estimar aproximadamente el costo de la granulación ordinaria de fertilizantes compuestos utilizando materiales secos. Naturalmente, hay que dejar margen para los costos correspondientes al almacenamiento de materias primas y productos; las instalaciones de ensacado (si se precisan) y diversas instalaciones auxiliares y complementarias; así como cualesquiera costos adicionales peculiares de la ubicación de que se trate. El costo de explotación por tonelada de producto dependerá naturalmente de la relación de reciclado, ya que esa relación determina la cadencia de producción para determinado tamaño de planta. La relación de reciclado de; ende de la formulación y de la exactitud con que se controlen las variables de funcionamiento, como ya se ha indicado anteriormente en este capítulo.

La figura 15 muestra los costos de capital estimados para la instalación de producción directa de plantas de granulación ordinaria de varios tipos situadas en los Estados Unidos o en Europa occidental. En estos costos no se incluye el almacenamiento de materias primas o productos ni instalaciones auxiliares o de apoyo, salvo las que se indican más abajo.

La curva de SFT comprende la molienda del mineral e instalaciones para la acidulación de la lechada (véase el capítulo XIV, cuadro 2).

La curva del DAP y el MAP corresponde al proceso TVA ordinario, incluida la preneutralización y la recuperación de amoníaco, y se

Figura 15. Relación entre el costo de capital de las plantas de granulación ordinaria y su capacidad



aplicaría aproximadamente a cualquier fertilizante compuesto basado en el fosfato amónico y con una relación de reciclado de 5:1 aproximadamente.

La curva para fertilizantes compuestos basados en el FA se aplicaría a cualquier fertilizante compuesto NP o NPK basado en el ácido fosfórico y en amoníaco y obtenido por un tratamiento de lechada con relación de reciclado de 3:1 aproximadamente. También se aplicaría al fosfato diamónico sin mezcla producido en un proceso de reactor tubular como el de la TVA o la S.A. Cros, en el cual se asegura que la relación de reciclado es de 3:1 (véase el capítulo XIV).

La curva correspondiente a granulación de masas fundidas se aplica primordialmente a fertilizantes compuestos a base de fosfato amónico o de fosfosulfato amónico producidos con utilización del reactor tubular de la TVA o de un reactor tubular cruzado. Este proceso no requeriría secador, y se utilizaría una relación de reciclado de aproximadamente 4,5:1,0. También se aplicaría aproximadamente a otros compuestos NP o NPK producidos por procesos similares mediante la

adición de materiales sólidos o fundidos anhidros, siempre que la relación de reciclado fuese aproximadamente igual. La curva de granulación al vapor se basa en datos suministrados por la Fisons, Ltd., para plantas "Granupak", suponiendo una relación de reciclado de 1:1. El costo comprende una caldera de vapor completa e instalaciones para preneutralizar, si se quiere, el ácido fosfórico. Ahora bien, el proceso está básicamente concebido para la granulación de material seco (véase la descripción anterior en el presente capítulo).

Es de advertir que, por lo general, una planta de granulación se proyecta para determinada capacidad de producción total (reciclado más producto) y que esta capacidad de producción total es un factor principal de su costo (véase la figura 13, capítulo XIV). Una vez construida la planta, su capacidad de producción depende de la relación de reciclado. Así pues, la estimación exacta de la relación de reciclado correspondiente a los productos que se desee fabricar es factor muy importante en la proyección de plantas.

Referencias

1. Brook, A. T. 1957. "Developments in Granulation Techniques," *Proceedings of the Fertiliser Society* (London), No. 47.
2. Hignett, T. P. 1963. "Granulation of Fertilizers," *Farm Chemicals*, 126(1):16-17, 59-60; (2):14-15, 74-75; (3):30-31, 56-58; (4):32-34, 54-56.
3. Phillips, A. B., G. C. Hicks, J. E. Jordan, and T. P. Hignett. 1958. "Fertilizer Granulation: Effect of Particle Size of Raw Materials on Granulation of Fertilizers," *Journal of Agricultural and Food Chemistry*, 6:449-453.
4. Whyte, G. B. 1972. "Low Recycle NPK Granulation—Design and Practical Aspects," *Proceedings of the Fertiliser Society* (London), No. 127.
5. Maier, S. 1977. "The Production of Compacted Fertilizers," in *Granular Fertilizers and Their Production*, British Sulphur Corporation, London, England.
6. Keenan, F. G. 1930. "Reactions Occurring During the Ammoniation of Superphosphates," *Industrial and Engineering Chemistry*, 22(12):1378-1382.
7. White, L. M., J. O. Hardesty, and W. H. Ross. 1935. "Ammoniation of Double Superphosphate," *Industrial and Engineering Chemistry*, 27(5):562-567.
8. Yates, L. D., F. T. Nielsson, and G. C. Hicks. 1954. "TVA Continuous Ammoniator," *Farm Chemicals*, 117(7):38-48; (8):34-41.
9. Hignett, T. P. 1956. "Pilot Plant Studies of Granulation of High-Analysis Fertilizers," *Agricultural Chemistry*, 11(3):34-37, 141-143.
10. Nevins, J. L. and F. P. Achorn. 1969. "Formulation for a TVA-Type Ammoniator-Granulator by Computer," *Proceedings of the Fertilizer Industry Round Table*, p. 80-89.
11. Hargett, N. L. and L. G. Sills. 1977. "Fertilizer Distribution Centers in the United States," *Proceedings of the Fertilizer Industry Round Table*, p. 148-157.
12. Berquin, Y. and J. Burko. 1974. "Hot Spherodizer Processes and Complex Fertilizers," *Proceedings of the Fertilizer Industry Round Table*, p. 110-115.
13. Arzani, A. 1969. "New Developments in Fluid-Bed Granulation of High Analysis Fertilizers." Paper presented at 158th National Meeting of American Chemical Society, September 7-12, New York, New York.
14. Berquin, Y. F. 1977. "Prospects for Full-Scale Development of Spouting Beds in Fertilizer Granulation," in *Granular Fertilizers and Their Production*, p. 296-303, British Sulphur Corporation, London, England.
15. Ando, J. 1970. "Developments in Granulation of Mixed Fertilizers in Japan," *Proceedings of the Fertilizer Industry Round Table*, p. 85-92.
16. Porter, S. J. and W. F. Sheldrick. 1966. "Fisons Melt Process for the Manufacture of Concentrated Granular Fertilizers," *Proceedings of the Fertilizer Industry Round Table*, p. 104-109.
17. Tennessee Valley Authority. 1972. *New Developments in Fertilizer Technology, 9th Demonstration*, TVA Bulletin Y-50, Tennessee Valley Authority, Muscle Shoals, Alabama 35660.
18. Tennessee Valley Authority. 1976. *New Developments in Fertilizer Technology, 11th Demonstration*,

- TVA Bulletin Y-107, Tennessee Valley Authority, Muscle Shoals, Alabama 35660.
19. Medbery, J. 1977. "Experience with Pipe Cross Reactor." *Proceedings of the Fertilizer Industry Round Table*, p. 52-55.
 20. Baggett, K. J. and D. J. Brunner. 1977. "MFA's Experience with TVA Pipe Cross Reactor." *Proceedings of the Fertilizer Industry Round Table*, p. 64-70.
 21. Fittell, R. S., L. A. Hollingworth, and J. G. Forney. 1977. "Manufacture of Granular Ammonium Phosphates Using a Pipe Reactor Process." *Proceedings of the Fertilizer Industry Round Table*, p. 70-81.
 22. "TVA Modifies its Pipe Reactor for Increased Versatility." 1977. *Phosphorus and Potassium*, 90(July/August):25-30.
 23. "The Cros Fertilizer Granulation Process." 1977. *Phosphorus and Potassium*, 87(January/February): 33-36.
 24. Slack, A. V., J. C. Driskell, and H. K. Walters. 1955. "Ammonium Phosphate-Nitrate: Small-Scale Preparation in a Packed Tower." Paper presented at the 128th National Meeting of the American Chemical Society, Minneapolis, Minnesota.
 25. Barnes, M. D. and J. E. Lyons. October 25, 1960. "Mixed Ammonium Nitrate-Monoammonium Phosphate Fertilizers." U.S. Patent 2,957,763.
 26. Steenwinkel, F. E. and J. W. Hoogendonk. 1969. "The Prilling of Compound Fertilizers." *Proceedings of the Fertiliser Society* (London), No. 109.
 27. Van den Berg, P. J. and G. Hallie. 1960. "New Developments in Granulation Techniques." *Proceedings of the Fertiliser Society* (London), No. 59.
 28. Kelly W. J. 1974. "Solids Metering and Handling in an NPK Prilling Plant." *Proceedings of the Fertiliser Society* (London), No. 141.
 29. Hatakeyama, A. 1972. "Melt Oil Cooling Process for the Production of Urea-Based Compound Fertilizers." Paper presented at ISMA Technical Conference, November 20-24, Seville, Spain.
 30. Tennessee Valley Authority. 1968. *New Developments in Fertilizer Technology, 7th Demonstrator*. TVA Report S-433, Muscle Shoals, Alabama 35660.
 31. "Urea-Based NP and NPK Fertilizers." 1975. *Phosphorus and Potassium*, 76(March/April): 48-54.
 32. Poulton, J. W. 1975. "Bulk Blending Practices in the United Kingdom." *Proceedings of the Fertilizer Industry Round Table*, p. 136-140.
 33. "The Andersons: Efficiency and Simplicity in Bulk Blending." 1977. *Fertilizer International*, 95(May):5.
 34. Hoffmeister, G. and G. H. Megar. 1975. "Use of Urea in Bulk Blends." *Proceedings of the Fertilizer Industry Round Table*, p. 212-226.
 35. Hignett, T. P. 1965. "Bulk Blending of Fertilisers: Practices and Problems." *Proceedings of the Fertiliser Society* (London), No. 87.
 36. Hoffmeister, G. 1965. "How to Avoid Segregation in Bulk Blended Fertilizer Materials." *Agricultural Chemistry*, 20:42, 46, 96, 98.
 37. Silverberg, J. and G. Hoffmeister. 1972. "Improving the Analyses of Bulk Blends." *Proceedings of the Fertilizer Industry Round Table*, p. 111-121.
 38. Hignett, T. P. 1972. "Liquid Fertilizer: Production and Distribution." *Chemtech*, 2:627.
 39. Lobo, P. 1975. "Liquid technology Runs the Gamut in South America." *Fertilizer Solutions*, 19(6):46-52.
 40. Edmiston, D. C. 1977. "Phosphate Supply—Domestic." *Fertilizer Solutions*, (September/October): 106-113.
 41. Slack, A. V. and F. P. Achorn. 1973. "New Developments in Manufacture and Use of Liquid Fertilizers." *Proceedings of the Fertiliser Society* (London), No. 133.
 42. Kotlarevsky, I. 1971. "Production of Ammonium Polyphosphate and Liquid Fertilizer from 52 to 54 per cent Phosphoric Acid." Paper No. ID/WG 99/65. Presented at Second Interregional Fertilizer Symposium, Kiev, U.S.S.R.
 43. Slack, A. V., J. M. Potts, and H. B. Shaffer. 1964. "Liquid Fertilizers: Solubility relations in Liquid Fertilizer Systems Based on Superphosphoric Acid." *Journal of Agricultural and Food Chemistry*, 12:154-157.
 44. Gray, R. C. 1977. "Foliar Fertilisation with Primary Nutrients During the Reproductive Stage of Plant Growth." *Proceedings of the Fertiliser Society* (London), No. 164.
 45. "Brazilian Tests Show 22 Percent Increase for Allied Chemical Corporation." 1977. *Fertilizer Solutions*, (July/August):54.
 46. Balay, H. I. and D. Salladay. "Producing and Marketing Fertilizer Suspensions." in *Situation 77*. TVA Bulletin Y-115, p. 46-53.
 47. Ruskan, R. P. 1976. "Prilling vs Granulation for Nitrogen Fertilizer Production." *Chemical Engineering*, 83(12):114-118.
 48. Fisons, Ltd. 1977. "Granupak: A New Approach to a Traditional Concept." Brochure issued by Fisons, Ltd., Felixtowe, England.

XX. Nutrientes secundarios y micronutrientes

La necesidad de incorporar a los fertilizantes elementos distintos de los nutrientes primarios (nitrógeno, fósforo y potasio) se ha acentuado en el último decenio, por varias razones. Una de ellas es la mayor concentración de los fertilizantes que, si bien reduce los gastos de manipulación y transporte, disminuye también el contenido de los nutrientes secundarios y los micronutrientes que entraban antaño en mayores proporciones en la composición de los abonos, porque no se extraían de las materias primas. Es muy de temer, por otra parte, que el problema de la incorporación de micronutrientes siga agravándose conforme se agotan las reservas naturales de los suelos cultivados. En algunas zonas y en el caso de ciertos cultivos, ha sido necesario utilizar determinados micronutrientes en grandes cantidades, superiores incluso a las que se habrían obtenido utilizando materias primas sin depurar. A medida que progresan las investigaciones y van perfeccionándose nuevos métodos de análisis para determinar eventuales deficiencias, se descubren casos cada vez más frecuentes de suelos pobres en esos elementos.

La necesidad de utilizar aditivos en la fabricación de fertilizantes ha planteado varios problemas de producción. En el caso de las mezclas sólidas no es fácil conseguir un reparto uniforme de pequeñas cantidades de aditivos ni evitar que, una vez resuelto ese problema, la mezcla se disgregue ulteriormente durante el almacenamiento o la manipulación. Por otra parte, algunos aditivos pueden presentar incompatibilidades químicas con los ingredientes principales de las mezclas de fertilizantes. En el caso de los fertilizantes líquidos (mezclas o soluciones nitrogenadas) se simplifica por lo común la incorporación de los aditivos, pero por desgracia muchos de éstos no se disuelven con facilidad en los líquidos utilizados habitualmente.

Se exponen en el presente capítulo los métodos de incorporación de nutrientes secundarios (calcio, magnesio y azufre) y de micronutrientes (boro, cobre, hierro, manganeso, molibdeno y cinc), a los fertilizantes sólidos y líquidos y a las suspensiones de fertilizantes. Los elementos citados son tan indispensables como los nutrientes primarios para el adecuado crecimiento de las plantas. El cloro es también un micronutriente esencial, pero los casos de deficiencia son raros [1].

A. Nutrientes secundarios

Hace tiempo que se conoce la importancia de los nutrientes secundarios (calcio, magnesio y azufre) para la agricultura, y la adición de esos elementos al suelo es práctica común en las zonas donde se utilizan técnicas modernas de abonado. Además de su importancia para el crecimiento de las plantas, los nutrientes citados se usan también mucho como enmiendas con que corregir las características desfavorables de algunos suelos. Es, por ejemplo, de la mayor importancia que el pH del suelo esté comprendido dentro de límites adecuados (por lo general, entre 6 y 7) para que las plantas puedan asimilar debidamente los nutrientes.

Aun en los suelos de gran fertilidad natural el uso de esas enmiendas es indispensable para mantener una productividad elevada. En los suelos improductivos por exceso de acidez o de alcalinidad, el aprovechamiento económico resulta imposible si no se remedian esos inconvenientes. Muchos suelos que en la actualidad no se consideran adecuados para la agricultura podrían seguramente mejorarse sin gastos exagerados y cultivarse con rendimientos satisfactorios si se corrigieran sus deficiencias de nutrientes secundarios.

1. Calcio y magnesio

El calcio y, en menor medida, el magnesio entran en la composición de muchos de los fertilizantes de uso más extendido (véase el cuadro 1). Ahora bien, es muy frecuente que se apliquen compuestos de calcio y de magnesio por separado para corregir la acidez de los suelos.

El calcio y el magnesio son dos elementos de gran importancia para la vida de las plantas; en el cuadro 2 se indican los principales síntomas de deficiencia de uno y otro metal. Por lo común, las aplicaciones de calcio y de magnesio al suelo se hacen más para rectificar el pH que para corregir deficiencias manifiestas. Los productos habitualmente empleados con ese objeto son la caliza de calidad agrícola bien molida (principalmente, carbonato cálcico), la dolomía (carbonato doble de calcio y magnesio) o las calizas dolomíticas, que son mezclas de los dos minerales. También se utilizan cal viva y apagada, marga, y desechos

CUADRO 1. FERTILIZANTES DE USO COMUN QUE CONTIENEN TAMBIEN NUTRIENTES SECUNDARIOS

Fertilizante	Formula del ingrediente principal	Composición (en porcentaje del peso total)					
		N	P ₂ O ₅	K ₂ O	CaO	MgO	S
Nitrato amónico-caliza ^a	NH ₄ NO ₃ + CaCO ₃ + MgCO ₃	21-26	—	—	10-22	0-7	—
Fosfosulfato amónico	NH ₄ H ₂ PO ₄ + (NH ₄) ₂ SO ₄	16	20	—	—	—	15
Sulfato amónico	(NH ₄) ₂ SO ₄	21	—	—	—	—	23
Nitrosulfato amónico	(NH ₄) ₂ SO ₄ · NH ₄ NO ₃	26	—	—	—	—	12
Cianamida cálcica	CaCN ₂	21	—	—	70	—	—
Nitrato cálcico	Ca(NO ₃) ₂	15	—	—	27	2	—
Fosforita	3Ca ₃ (PO ₄) ₂ · CaF ₂	—	30-36	—	45-50	0,1-1	—
Sulfato potásico-magnésico (langbeinita)	K ₂ SO ₄ · 2MgSO ₄	—	—	21	—	19	22
Sulfato potásico	K ₂ SO ₄	—	—	50	—	—	17
Superfosfato ordinario	Ca(H ₂ PO ₄) ₂ · H ₂ O + CaSO ₄	—	20	—	28	—	13
Superfosfato triple	Ca(H ₂ PO ₄) ₂ · H ₂ O	—	46	—	19	—	1
Fosfato de calcio y magnesio fundido	Indefinida	—	20	—	32	18	—
Escoria básica	Indefinida	—	15-20	—	42-50	2-8	—

^allamado también Cal-nitro.

calcáreos tales como conchas de ostras, barros calizos y escorias. Los factores que más influyen en la elección entre esos productos son las disponibilidades locales de unos y otros y las consideraciones de orden económico. En el cuadro 3 se indican los valores de neutralización de varios materiales puros.

El grado de mouluración de la caliza utilizada para aplicaciones directas ("encalado de suelos") es muy variable; los límites de variación del tamaño de las partículas se sitúan en los calibres correspondientes a los tamices de entre 8 y 100 mallas, pero algunos productos son de calibre todavía menor. La rapidez del efecto está en razón directa del grado de mouluración. Como solución intermedia aceptable cabe optar por un tamaño de partícula tal que el 50% del material, aproximadamente, pase el tamiz de 80 mallas.

En muchos suelos, la aplicación de estos compuestos de calcio y de magnesio se traduce en sorprendentes aumentos del crecimiento de las plantas, superiores a los que cabría esperar como simple respuesta a la aportación del elemento nutriente deficitario [2]. Las ventajas así obtenidas se exponen a continuación.

Mejor asimilación del fósforo

En los suelos de pH bajo y en los de gran concentración de óxidos de hierro y aluminio, la reacción de los fosfatos con esos compuestos dificulta la asimilación del fósforo por las plantas. Elevando el pH del suelo a un valor comprendido entre 6 y 7, el hierro y el aluminio se precipitan sin reaccionar con el fosfato y se facilita la asimilación de esta última sal. Es de notar, sin embargo, que la asimilación disminuye también si

el pH excede de los valores indicados, lo que da lugar a la precipitación de fosfatos de calcio o de magnesio.

Nitrificación

La mayoría de los organismos que intervienen en la descomposición del amoníaco en nitratos no pueden vivir en medios exentos de calcio.

Fijación del nitrógeno

Este proceso resulta favorecido por la adición de materiales calizos al suelo.

Optimación de la asimilación de micronutrientes

Aunque para un desarrollo sano de la planta se requieren pequeñas cantidades de micronutrientes, cualquier micronutriente que se encuentre en forma asimilable en concentración excesiva pasa a ser tóxico y redundante en detrimento del crecimiento de las plantas. Para regular la asimilación de micronutrientes se pueden añadir materiales de encalado. Excepto en el caso del molibdeno, la asimilación de los micronutrientes disminuye cuando el pH del suelo aumenta. En la mayor parte de los suelos, un pH comprendido entre 6 y 7 es el más favorable para la asimilación de los nutrientes y para la prevención de los efectos tóxicos. Las deficiencias de molibdeno suelen corregirse aumentando el pH del suelo; en la mayoría de los casos, el efecto óptimo se obtendría con un pH superior a 7, si no fuera por los inconvenientes antes citados.

Propiedades físicas del suelo

El encalado mejora la estructura de los suelos sueltos de partículas finas.

CUADRO 2. SINTOMAS DE LAS DEFICIENCIAS DE CALCIO, MAGNESIO Y AZUFRE EN LAS PLANTAS

Nutriente secundario	Sintomas
Calcio	En la mayoría de las plantas se observa un crecimiento insuficiente de las raíces acompañado muchas veces de necrosis de éstas; por lo general las lesiones del sistema radical se producen antes de que aparezcan síntomas en el tallo o en las hojas. En los casos de deficiencia moderada, las hojas jóvenes aparecen torcidas, con un tamaño inferior al normal y con manchas o zonas necróticas. En las deficiencias agudas, hay un colapso general de los puntos de crecimiento, con destrucción de los brotes terminales.
Magnesio	Los síntomas de deficiencia aparecen muchas veces en las hojas de la parte inferior de la planta. En el caso del algodón se observa un enrojecimiento de esas hojas y en el de las patatas una coloración anaranjada que se extiende a las nervaduras. En las plantas de maíz aparecen entre éstas fajas descoloridas (cloróticas) y si la deficiencia es grave se observa muchas veces una coloración carmesí en las hojas inferiores.
Azufre	Los síntomas de deficiencia de azufre y de nitrógeno se parecen bastante. Si las aportaciones de uno u otro de esos elementos son constantemente insuficientes, el aspecto de la planta no permite establecer el diagnóstico diferencial entre ambos tipos de deficiencia. Por el contrario, si las aportaciones son cada vez menores, pueden observarse diferencias. Las plantas faltas de nitrógeno toman a veces un color verdoso amarillento uniforme y, en algunos casos, las hojas inferiores amarillean y se desprenden espontáneamente. En los casos de deficiencia de azufre, las hojas más antiguas conservan su color verde pero las siguientes amarillean y en los casos graves están completamente descoloridas.

Fuente: K. C. Berger y P. F. Pratt, 1963 "Advances in Secondary and Micronutrient Fertilization", publicado en *Fertilizer Technology and Usage*, pp. 287-340, a cargo de M. H. McVickar, G. I. Bridger y E. B. Nelson, Soil Science Society of America, Madison (Wisconsin, EE.UU.)

2. Azufre

El uso de compuestos de azufre como enmiendas del suelo para corregir la alcalinidad o salinidad de éste (presencia de sales de sodio en exceso, particularmente cloruro de sodio y carbonatos) es práctica muy difundida. Se utilizan grandes cantidades de sulfato cálcico (yeso) con este fin en las zonas en que se dan tales circunstancias [3]. También se utiliza azufre elemental. El yeso también es útil para bonificar terrenos que hayan quedado inundados con agua de mar. Parece ser que se han utilizado con éxito piritas (FeS_2) para la bonificación de suelos alcalinos en la India [4]. Se han bonificado miles

CUADRO 3. VALORES RELATIVOS NEUTRALIZANTES DE LOS MATERIALES PUROS PARA ENCALADO

Materiales para encalado	Valores relativos neutralizantes	kg de materiales para encalado equivalentes a una tonelada métrica	
		Carbonato de calcio	Oxido de calcio
Carbonato de calcio	100	1 000	1 785
Carbonato de magnesio	119	840	1 500
Oxido de calcio	178	560	1 000
Oxido de magnesio	250	400	715
Hidróxido de calcio	135	740	1 320
Hidróxido de magnesio	172	580	1 035
Dolomita	108	925	1 665
Hidrato dolomítico	175	572	1 020

Fuente: R. S. Boynton, 1960 "Calcio y magnesio en los fertilizantes mezclados", publicado en "Química y tecnología de los fertilizantes", pp. 539-547, a cargo de Vincent Sauchelli, Cia. Editorial Continental, S.A., México 22, D.F.

de hectáreas mediante la aplicación de 7 toneladas o más de este mineral por hectárea. La aplicación de piritas resulta útil también para reducir el pH de los suelos calcáreos.

La importancia capital del azufre para la neutralización de las plantas no se había dado a conocer con carácter general hasta hace poco tiempo, ni había suscitado mayor interés. Desde que se fabrican abonos artificiales, el ácido sulfúrico ha sido uno de los principales productos utilizados para extraer los fosfatos de la fosforita y otros minerales (producción de superfosfato) y para obtener sales amoniacales sólidas (producción de sulfato amónico). Las lluvias depositan en el suelo gran parte del azufre que se encuentra en la atmósfera como dióxido de azufre, lo que permite que las plantas lo asimilen. Las cantidades así obtenidas —que varían entre unos 4 y unos 44 kg por hectárea y año— dependen en gran medida de la proximidad a las zonas de gran consumo de combustibles sulfurados. Por último, algunos suelos son muy ricos en compuestos naturales de azufre.

Con la evolución de las prácticas agrícolas en los últimos años, esas aportaciones empiezan a resultar insuficientes y los técnicos de agronomía han de determinar el método más eficaz para corregir las deficiencias de azufre resultantes en muchos cultivos. Uno de los factores de empobrecimiento ha sido la tendencia al uso de fertilizantes de gran concentración; otro, la disminución constante del azufre presente en la atmósfera por la intensificación de las medidas preventivas de la contaminación del aire con anhídrido sulfuroso y con otras sustancias (generalización del empleo de combustibles y carburantes exentos o casi exentos de azufre). La combustión de la hulla en las centrales termoelectricas descarga en la atmósfera grandes cantidades de azufre, pero esta fuente disminuirá conforme

vayan haciéndose más rigurosas las disposiciones aplicadas para controlar la contaminación y vaya aumentando el empleo de la energía atómica.

Las deficiencias de azufre, cuyos síntomas se indican en el cuadro 2 pueden corregirse con el uso de fertilizantes que contengan ese elemento o con aplicaciones directas de un compuesto de azufre; la elección entre uno y otro método dependerá por lo general de factores económicos [5] pero, en la mayoría de los casos, resultan preferibles las aplicaciones directas en dosis de 10 a 50 kg/ha. En el cuadro 1 se indica la composición de muchos fertilizantes de uso común que contienen azufre.

3. Incorporación de nutrientes secundarios a los fertilizantes granulados

Aun cuando muchos de los fertilizantes de uso común (superfosfatos, nitrofosfatos, cianamida cálcica y nitrato cálcico) contienen cantidades apreciables de calcio, es frecuente que se hagan aplicaciones directas de dolomita pulverizada para la recalcificación del suelo y la reposición de sus reservas de magnesio. Ello no obstante, en algunos suelos pobres en magnesio pero de pH elevado no puede utilizarse la dolomita y en esos casos se añade a los fertilizantes habituales sulfato de magnesio o sulfato doble de potasa y magnesio [6]; por lo general, se aplican entre 20 y 60 kg de magnesio por hectárea. También se han utilizado con este fin minerales molidos de silicato magnésico, como la serpentina.

En algunos países europeos está muy difundida la práctica de añadir a los fertilizantes compuestos de magnesio, por lo general kieserita ($MgSO_4 \cdot H_2O$). En las tierras de pastos, el uso de grandes cantidades de abonos nitrogenados puede agotar las reservas de magnesio del suelo. La necesidad de mezclar compuestos de magnesio con los fertilizantes en otros países se acentuará probablemente a medida que los índices del uso de abonos por hectárea vayan acercándose a los registrados en los países europeos.

Se han desarrollado varios métodos para la incorporación de compuestos de azufre a los fertilizantes granulados [6, 7]. Para la incorporación de azufre elemental a los superfosfatos concentrados ha dado buen resultado la granulación de la mezcla de superfosfato y azufre, con vapor y agua, en un tambor rotatorio. También se ha organizado la fabricación comercial de fertilizantes granulados de gran concentración con adición de azufre elemental. Un producto relativamente nuevo que se fabrica ya en la región occidental de los Estados Unidos es una mezcla de urea y azufre (40% de N y 10% de S) granulada en perdigones.

No debe mezclarse azufre elemental con nitrato amónico ni con otros nitratos sin diluir [8] pues dada la gran afinidad del azufre por el oxígeno, la fabricación y el uso de esas mezclas acarrearía peligros de explosión. No hay, en cambio, inconveniente en mezclar nitratos con sulfatos; en realidad, una de esas mezclas (nitrosulfato amónico con 26% de N y 12% de S) se fabrica ya en escala comercial. También hay que tomar algunas precauciones para mezclar en seco azufre elemental con fertilizantes granulados. Con objeto de evitar riesgos de explosión, es indispensable reducir al mínimo el uso de azufre en polvo en locales cerrados, efectuar la mezcla lejos de cualquier hogar de combustión y usar dispositivos de ventilación adecuados. Algunos fabricantes han observado que la dispersión del azufre en polvo y la formación de cargas de electricidad estática se reducen al mínimo operando en una atmósfera de vapor de agua o de niebla artificial [3].

El azufre suele añadirse a los fertilizantes compuestos granulares o a los fertilizantes mezclados a granel en forma de sulfato amónico, superfosfato simple o sulfato cálcico. El empleo de ácido sulfúrico y amoniaco en los procesos de granulación forma sulfato amónico *in situ* (véase el capítulo XIX). En algunas instalaciones, parte de la lechada de ácido fosfórico yeso procedente de una planta de ácido fosfórico se retira antes de la filtración para utilizarla directamente en la producción de fertilizantes compuestos granulares en proporciones tales que aporte la cantidad deseada de azufre al producto.

En algunos países está muy generalizado el uso de superfosfatos enriquecidos cuya concentración de azufre oscila entre la del superfosfato ordinario y la del superfosfato triple. En Australia y Nueva Zelanda se añade azufre elemental al superfosfato ordinario hasta darle una concentración del 18 al 36% de S. La fabricación se puede hacer por simple mezcla de los ingredientes, pero en la mayoría de los casos se añade el azufre a la fosforita durante la acidulación.

Materiales para mezclado a granel o aplicación directa

Entre los materiales que contienen elementos secundarios disponibles en forma granular y que serían adecuados para aplicación directa o mezclado a granel figuran los siguientes:

- Superfosfato simple y enriquecido
- Nitrato amónico-caliza (Cal-nitro)
- Sulfato amónico
- Sulfonitrato amónico
- Yeso
- Langbeinita
- Urea-sulfato amónico

Urea-azufre
Azufre elemental
Sulfato potásico

La expresión "granular" denota, en este contexto, cualquier material de tamaño adecuado, se haya producido por granulación en perdigones, compactación, trituración y tamizado, o granulación ordinaria. En el cuadro I se dan los análisis corrientes de algunos de estos materiales. Algunos ejemplos de composición de productos comerciales que no figuran en el cuadro I son los siguientes: urea-azufre: 40% de N y 10% de S; urea-sulfato amónico: 40% de N y 6% de S; y yeso: 32% de CaO y 18% de S.

4. Adición de nutrientes secundarios a los fertilizantes líquidos

Los nutrientes secundarios más utilizados para el enriquecimiento de fertilizantes líquidos son el calcio y el azufre [9]. La adición de calcio apenas se practica fuera de la región occidental de los Estados Unidos, donde se fabrican soluciones de nitrato amónico al 30% con un 26% de nitrato cálcico y un contenido total de nitrógeno del 17%. Las soluciones se utilizan para aplicaciones directas y no suelen mezclarse con otros fertilizantes líquidos.

El calcio no es compatible con el tipo corriente de fertilizantes compuestos líquidos que contienen fosfato, pues forma un precipitado de fosfato cálcico. Es de notar, sin embargo, que la adición de calcio a esos fertilizantes no parece muy necesaria, pues suele resultar más económico aplicar directamente caliza de fuentes locales.

En los fertilizantes líquidos se usa muy poco magnesio. Al igual que el calcio, forma precipitados de fosfato si se usa en fertilizantes mixtos líquidos que contengan fosfato.

Para enriquecer con azufre las soluciones nitrogenadas y los fertilizantes mixtos líquidos se utilizan soluciones de tres compuestos: polisulfuro de amonio, bisulfito amónico y tiosulfato amónico. La solución de polisulfuro es compatible con el amoniaco anhidro y con el agua amoniacal pero apenas se disuelve en los fertilizantes mixtos que contienen fosfato. La solución de bisulfito (8,5% de nitrógeno y 17% de azufre) puede mezclarse con cualquier fertilizante líquido. La de nitrato amónico se emplea principalmente para la fabricación de compuestos de fórmula 18-0-0-2 (N-P₂O₅-K₂O-S) y 14-0-0-7. Otras fórmulas obtenidas a partir de fertilizantes mixtos líquidos son la 10-10-0-3, la 8-8-0-8 y la 15-5-0-1.

Por adición de una solución de bisulfito amónico a un fertilizante líquido de fórmula 10-34-0 a base de polifosfato de amonio se han obtenido productos de fórmulas 10-30-0-3 y

10-26-0-5. Como se indica en el apartado "Micronutrientes", el líquido de fórmula 10-34-0, cuyo contenido de fosfato se reparte casi por igual entre los ortofosfatos y los polifosfatos, es un eficaz agente de captación y su empleo se está generalizando con gran rapidez en la industria de fertilizantes. El sulfato amónico y el sulfito amónico son algo menos solubles en ese tipo de líquidos.

El tiosulfato amónico se utiliza en soluciones acuosas al 60% (12% de nitrógeno y 26% de azufre), pues no reacciona en esa forma con las soluciones neutras o alcalinas de fosfatos, con el agua amoniacal ni con las soluciones nitrogenadas. La mezcla de una solución de la concentración indicada con soluciones de ortofosfato de fórmula 8-24-0 o de polifosfato de fórmula 10-34-0 permite obtener productos de fórmulas 10-12-0-13 y 11-17-0-13.

El sulfato amónico o el potásico se utilizan también para aportar azufre a los fertilizantes líquidos, pero la solubilidad relativamente baja de estos materiales limita el porcentaje que puede utilizarse.

5. Adición de nutrientes secundarios a las suspensiones de fertilizantes

El método más eficaz para la incorporación de magnesio y otros materiales insolubles a los fertilizantes líquidos es seguramente la técnica de suspensión, recientemente desarrollada [10]. El material insoluble, reducido a partículas muy finas, se mezcla con un agente de suspensión para obtener productos estables y exentos de sedimentación.

Una novedad reciente es la práctica de utilizar como suspensión caliza o dolomía reducidas a partículas finas. Esto tiene la ventaja de que se evitan las condiciones de abundancia de polvo que entraña la aplicación de material seco. Resulta práctico el empleo de suspensiones que contengan hasta un 60%, en peso, de caliza en agua.

El azufre puede añadirse a las suspensiones en forma de azufre elemental fino, sulfato amónico o yeso molido.

B. Micronutrientes

Los elementos micronutrientes (boro, cobre, hierro, manganeso, molibdeno y cinc) son tan indispensables para el crecimiento de las plantas como los nutrientes primarios (nitrógeno, fósforo y potasio) y los secundarios (calcio, magnesio y azufre). A medida que aumenta el rendimiento de los cultivos por efecto de una fertilización más adecuada con nutrientes primarios, la falta de uno

o varios micronutrientes pasa muchas veces a ser el factor limitativo de la producción. Son cada vez más numerosos los casos de aumento significativo de los rendimientos como consecuencia de la aplicación de micronutrientes, incluso en zonas donde no se sospechaba que faltaran esos elementos.

Los agricultores emprendedores que se enteran de los resultados obtenidos con la adición de micronutrientes al suelo, desearían sacar partido de esta nueva técnica, pero la determinación de los micronutrientes necesarios en cada finca y en cada cultivo plantean problemas de inmensa dificultad y, ni aun suponiéndolos resueltos, podría tenerse la seguridad de que las necesidades no cambiarían en años sucesivos. Las deficiencias de micronutrientes pueden obedecer a causas muy distintas: agotamiento de las reservas del suelo, modificaciones del pH, mermas de asimilación por interreacciones con otros nutrientes o supresión de otros factores limitativos del rendimiento.

En la mayoría de los programas ordinarios de fertilización está prevista la adición de micronutrientes a los abonos químicos de uso normal, pero en algunos casos especiales se efectúan aplicaciones directas al suelo o a las hojas de las plantas. Muchos fabricantes añaden micronutrientes a sus productos en el momento de la expedición; otros lo hacen durante la fabricación para obtener fertilizantes de calidad "extra" con cantidades moderadas de varios micronutrientes. Algunos técnicos de agronomía se oponen sin embargo al uso de este último tipo de fertilizantes que, además de suponer para los agricultores un despilfarro de dinero si sus tierras no necesitan los micronutrientes incorporados, pueden tener efectos desfavorables. La primera objeción es de orden económico y sólo resulta aplicable en los casos en que la seguridad suplementaria aportada por el uso de micronutrientes cuesta más de lo que vale. Conviene advertir, en efecto, que, si no repone las reservas en micronutrientes del suelo, el agricultor cometerá también un despilfarro; y que, según se ha dicho, la determinación de las deficiencias puede ser difícil, costosa e incierta. Por lo que respecta a la segunda objeción, es de notar que no habrá mucho riesgo de efectos desfavorables si los fertilizantes de calidad "extra" contienen aproximadamente las mismas cantidades de micronutrientes que se retiran del suelo con las cosechas.

La incorporación de micronutrientes a los fertilizantes de uso normal puede dar lugar, sin embargo, a reacciones químicas con formación de nuevos compuestos y con modificaciones favorables o desfavorables de la solubilidad de los aditivos y, por consiguiente, de su eficacia agronómica. El uso de un vehículo hidrosoluble no garantiza ni mucho menos que el micronutriente se disolverá en agua una vez efectuada la mezcla; a la inversa, la incorporación de vehículos inso-

lubles puede mejorar la solubilidad del micronutriente.

No hay muchos datos disponibles sobre la importancia agronómica de la hidrosolubilidad de los distintos micronutrientes. Parece probable, sin embargo, que los micronutrientes añadidos a fertilizantes granulados resultarán más eficaces si son hidrosolubles por lo menos en parte, como ocurre por lo común con los nutrientes primarios. Se sabe que algunos compuestos insolubles reducidos a partículas finas y mezclados con el suelo aportan cantidades adecuadas de micronutrientes, que disminuyen sensiblemente cuando se emplea el mismo producto en forma de granulados.

Los principales vehículos de micronutrientes de uso común son el bórax (tetraborato sódico decahidro), el molibdeno sódico y las sales solubles de sulfato de los elementos metálicos. También se utilizan: *a)* óxidos y carbonatos; *b)* fritas, obtenidas por fusión de sales de micronutrientes y sílice formando un vidrio o una escoria; y *c)* quelatos y complejos de micronutrientes y compuestos orgánicos (ácido etilendiaminotetracético, por ejemplo). En el cuadro 4 se indican algunas fuentes de micronutrientes y sus contenidos en nutrientes. Además de estos materiales refinados, existen numerosos subproductos de industrias refinadoras de minerales y de metales que se venden y se utilizan por su contenido en micronutrientes.

Las aportaciones efectivas de micronutrientes obtenidos con esos compuestos son muy variables, según las condiciones de suelo y de cultivo. A continuación se indican algunas dosis típicas de aplicación que se recomiendan para la corrección de las deficiencias señaladas:

Micronutriente	Kg de micronutriente (B, Cu, Fe, Mn, Mo, Zn) aplicado por hectárea
Boro	0.1-1.1
Cinc	5-11
Cobre	5-22
Hierro	3-11
Manganeso	5-22
Molibdeno	0.01-0.07

Según datos del año 1964, los fertilizantes enriquecidos con boro, cinc, cobre, hierro y manganeso en los Estados Unidos de América contenían por término medio 0,09% de B, 0,36% de Cu, 0,46% de Fe, 0,63% de Mn y 0,39% de Zn [11]. En el cuadro 5 se indican los síntomas de las deficiencias de micronutrientes en las plantas.

1. Adición de micronutrientes a los fertilizantes granulados

La combinación de micronutrientes con fertilizantes granulados puede hacerse por diversos métodos, a saber: *a)* mezclado en seco con

CUADRO 4. CONTENIDO DE MICRONUTRIENTES DE ALGUNOS COMPUESTOS

Productos	Formula del ingrediente principal	Contenido del micro-nutriente (Porcentaje correspondiente al peso del elemento)
Compuestos de boro		
Tetraborato sódico decahidro (bórax)	$\text{Na}_2\text{B}_4\text{O}_7 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$	11
Tetraborato sódico pentahidro	$\text{Na}_2\text{B}_4\text{O}_7 \cdot 5\text{H}_2\text{O}$	14
Mezcla de tetraborato sódico y pentaborato sódico	—	20
Colemanita	$\text{Ca}_2\text{B}_6\text{O}_{11} \cdot 5\text{H}_2\text{O}$	16
Compuestos de cobre		
Oxido cúprico	CuO	79
Oxido cuproso	Cu_2O	86
Sulfato cúprico monohidro	$\text{CuSO}_4 \cdot \text{H}_2\text{O}$	35
Sulfato cúprico pentahidro	$\text{CuSO}_4 \cdot 5\text{H}_2\text{O}$	25
Compuestos de hierro		
Sulfato férrico nonohidro	$\text{Fe}(\text{SO}_4)_3 \cdot 9\text{H}_2\text{O}$	20
Sulfato ferroso heptahidro	$\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$	20
Compuestos de manganeso		
Carbonato manganoso	MnCO_3	46
Oxido manganoso (impuro)	MnO	48
Oxido manganoso-mangánico	Mn_2O_3	69
Sulfato manganoso monohidro	$\text{MnSO}_4 \cdot \text{H}_2\text{O}$	24
Compuestos de molibdeno		
Molibdato amónico	$(\text{NH}_4)_2\text{MoO}_4$	49
Molibdato sódico (anhidro)	Na_2MoO_4	46
Oxido molibdico (calidad técnica)	MoO_3	58-62
Compuestos de cinc		
Oxido de cinc calcinado y concentrado (ZnO impuro)	ZnO	74
Carbonato de cinc (subproducto)	ZnCO_3	56
Oxido de cinc	ZnO	80
Sulfato monohidro de cinc	$\text{ZnSO}_4 \cdot \text{H}_2\text{O}$	36

gránulos producto; b) revestimiento de gránulos producto; y c) incorporación durante la fabricación del fertilizante. En los métodos a) y b) el micronutriente puede combinarse con el gránulo de fertilizante en el momento en que éste se fabrica o más adelante, en una planta de mezclado a granel. Las ventajas y desventajas de cada método se examinan a continuación. Este cuestión ha sido estudiada más a fondo por Achorn y Mortvedt [12].

Adición en el momento de la expedición

A veces los micronutrientes se mezclan con los fertilizantes granulares en el momento en que se retira el fertilizante del almacén del fabricante para su expedición. Este método permite adoptar con gran flexibilidad los tipos y proporciones de los micronutrientes servidos a las necesidades

CUADRO 5. SINTOMAS DE LAS DEFICIENCIAS DE MICRONUTRIENTES EN LAS PLANTAS

Micronutrientes	Sintomas de deficiencia
Boro	Crecimiento insuficiente de los brotes más jóvenes, unido muchas veces a una coloración rojiza o amarillenta. Son síntomas habituales la desintegración y descomposición de los tejidos de los tubérculos y las raíces y, en el caso de las coles, coliflores, etc., la descomposición del tallo.
Cinc	En la mayoría de las plantas, disminución del crecimiento terminal y de la longitud del tallo, acompañada de manchas redondas en las hojas o enroscamiento de éstas.
Cobre	Marchitamiento y, a la larga, destrucción del extremo de las hojas.
Hierro	En las deficiencias incipientes, decoloración de las hojas y desaparición de la red de nervaduras. Ulteriormente, aparece en las hojas una clorosis interveinal. En los casos extremos, las nervaduras toman una coloración amarilla.
Manganeso	En las plantas de hojas con nervaduras claramente perceptibles, clorosis de los tejidos internervales y decoloración de las nervaduras propiamente dichas. En las plantas de hojas con nervaduras paralelas, clorosis general y ciertos síntomas secundarios (por ejemplo, manchas grises en el caso de los cereales).
Molibdeno	Coloración amarillenta o francamente amarilla de las hojas, como en la deficiencia de nitrógeno. Detención del crecimiento de las hojas.

Fuentes: "The use of additives in theme of liquid fertilizer meeting", *Agricultural Chemicals*, vol. 19, No. 12 (1964), pp. 46, 48, 50, y K. C. Berger y P. F. Pratt, "Advances in secondary and micronutrient fertilization", ed. en M. H. McVickar, G. E. Bridger y I. B. Nelson, *Fertilizer Technology and Usage* (Madison, Wis., Soil Science Society of America, 1963), pp. 287 a 340.

peculiares de los diversos compradores. El inconveniente principal de este procedimiento es la dificultad de obtener una mezcla en que el micronutriente en polvo no se separe del fertilizante granular. Si durante las operaciones de manutención o de aplicación del fertilizante se produce separación de los micronutrientes, los efectos variarán de unos bancales a otros. Como algunos micronutrientes son tóxicos en dosis elevadas, la variación de las concentraciones aplicadas al suelo puede dar lugar a rendimientos muy pobres lo mismo en los lugares donde esa concentración haya sido excesiva que en los sitios donde haya sido insuficiente.

Un medio de obtener mezclas estables es utilizar granulados de igual calibre del micronutriente y del fertilizante; en algunas fábricas se utiliza ya este método, que acaso no sea enteramente satisfactorio desde el punto de vista agronómico. En efecto, las proporciones habituales en que suelen usarse los micronutrientes son tan pequeñas que sólo podrá incorporarse al fertilizante un corto número de gránulos de aditivos

con lo que la dispersión de estos últimos en la tierra podría resultar excesiva. Por ejemplo, el uso de un micronutriente en gránulos de calibre 8 a razón de 1 kg/ha daría lugar a la aplicación de un gránulo por unos 1.000 cm² de superficie del banal.

Otro método de obtención de mezclas estables es el recubrimiento de los gránulos de fertilizantes con micronutrientes pulverizados [13]. En estas condiciones, la densidad de distribución del micronutriente sería tan uniforme como la del fertilizante, puesto que cada gránulo de éste lleva un recubrimiento de aquél. Para aumentar la adherencia del micronutriente a los gránulos del fertilizante será necesario casi siempre utilizar un material aglomerante. Un procedimiento ensayado en las instalaciones de la TVA consiste en mezclar los micronutrientes con fertilizantes granulares por espacio de un minuto en un pequeño tambor rotatorio, añadir aceite mineral (por lo común, aceite lubricante usado) y agua y continuar la operación de mezcla (Este procedimiento dio mejores resultados que la adición del aglomerante antes de la incorporación del micronutriente.) Utilizando pequeñas cantidades de aceite (de 1.5 a 3% en peso) o de agua (de 1.5 a 2%) se dio a varias fuentes de micronutrientes (sales, óxidos o fritas) una adherencia superior al 90%. Las proporciones de micronutrientes variaron del 2 al 12.5% del peso del fertilizante. También se han utilizado como aglomerante, en vez de agua, soluciones de fertilizante.

Después de tratados, los gránulos no pesaron trazas de humedad ni se pegaban unos a otros. En el tratamiento con aceite lubricante, no se observó ninguna disminución de la adherencia de los micronutrientes al cabo de un mes de almacenamiento pero, en algunos casos, los sacos del fertilizante estaban descoloridos y se rompían con facilidad. El tratamiento con agua, que mejora la adherencia de muchas mezclas, pierde casi toda su eficacia al cabo de una semana y provoca fenómenos de apelmazamiento durante el almacenamiento. Este tratamiento debería ser útil, sin embargo, cuando los materiales se utilizan inmediatamente después de mezclados. Se ha comunicado [14] que en Inglaterra se utilizan mezclas a granel recubiertas de micronutrientes, aceite lubricante y arcilla.

Como las necesidades de micronutrientes varían mucho según las zonas y según los cultivos, el suministro de los micronutrientes apropiados puede combinarse bien con el servicio de "formulación a la medida" que suelen ofrecer las empresas que se dedican a la mezcla a granel [14]. La adición de materiales micronutrientes durante la mezcla ofrece al industrial mezclador la máxima flexibilidad de formulación y no requiere espacio adicional para almacenamiento del fertilizante.

Incorporación en gránulos durante la fabricación

La incorporación de micronutrientes en fertilizantes granulares durante la fabricación elimina el problema de las mezclas inestables en que los micronutrientes se separan de los gránulos de fertilizante. Este método ofrece también probablemente, ventajas económicas cuando se trata de la producción de grandes cantidades de fertilizantes que contengan micronutrientes. Las desventajas provienen de la inflexibilidad propia de este método. Los fabricantes no pueden producir y almacenar económicamente pequeñas cantidades de productos especiales que contengan diversas clases y proporciones de micronutrientes. El método es útil, sin embargo, cuando se ha identificado una deficiencia regional de determinado micronutriente.

2. Adición de micronutrientes a los fertilizantes líquidos

La aplicación foliar de compuestos solubles de micronutrientes es uno de los métodos utilizados para combatir las deficiencias de esos elementos. La ventaja principal del método es la rapidez de la respuesta de las plantas; además, la aplicación foliar es, en algunos suelos, el procedimiento más eficaz para la asimilación del micronutriente. El inconveniente principal es la necesidad de efectuar un número excesivo de aplicaciones de algunos nutrientes en soluciones muy diluidas, para que la cantidad asimilada sea suficiente.

Adición de micronutrientes a los fertilizantes compuestos líquidos

La adición de micronutrientes a los fertilizantes compuestos líquidos tendría grandes ventajas, pues la distribución homogénea de las pequeñas cantidades necesarias del aditivo apenas ofrecería dificultad. Por desgracia, el borato sódico y el molibdeno sódico son los dos únicos compuestos de micronutrientes que se disuelven sin dificultad en los fertilizantes líquidos derivados del ácido ortofosfórico. La solubilidad de las sales de cobre, hierro, manganeso y cinc en esos líquidos es prácticamente nula.

Un método aplicable para la incorporación de los citados micronutrientes es el empleo de agentes de captación que se combinan con los aditivos y evitan la precipitación por el radical fosfórico. Se han usado con ese objeto algunos compuestos orgánicos de coste muy elevado. Mejor solución parece el uso de un agente de captación inorgánico y relativamente barato, por ejemplo, un fertilizante líquido de polifosfato amónico de fórmula 10-34-0 u 11-37-0. Las soluciones de las fórmulas citadas contienen

respectivamente alrededor de un 50 y un 70% del P_2O_5 , en forma de polifosfatos (el resto está constituido por ortofosfatos). La producción de estas soluciones se ha descrito en el capítulo XIX. Varios estudios efectuados por técnicos de la TVA han demostrado que esas soluciones son agentes de captación eficaces de todos los oligoelementos metálicos, con excepción del manganeso [15]. A continuación se indica el grado de solubilidad de varias sales de micronutrientes en las soluciones de polifosfato amónico de fórmula 11-37-0 y en las de ortofosfato amónico de fórmula 8-24-0 a 27°C.

Fuente de micronutriente añadida	Solubilidad en porcentaje del peso del elemento	
	B, Cu, Fe, Mn, Mo, Zn	
	En solución de polifosfato amónico (11-37-0)	En solución de ortofosfato amónico (8-24-0)
Tetraborato sódico decahidro	0,9 ^a	0,9 ^a
Oxido cúprico (CuO)	0,7	0,03
Sulfato cúprico pentahidro (CuSO ₄ · 5H ₂ O)	1,5	0,13
Sulfato férrico nonohidro (Fe ₂ (SO ₄) ₃ · 9H ₂ O)	1,0	0,08
Oxido manganeso-mangánico (Mn ₂ O ₃)	0,2	0,02
Molibdato sódico dihidro (Na ₂ MoO ₄ · 2H ₂ O)	0,5 ^a	0,5 ^a
Carbonato de cinc (ZnCO ₃)	3,0	0,05
Oxido de cinc (ZnO)	3,0	0,05
Sulfato de cinc monohidro (ZnSO ₄ · H ₂ O)	2,0	0,05

^aEl valor que se indica corresponde a la mayor cantidad ensayada. No se determinó la solubilidad máxima, pues las necesidades de molibdeno y boro de las plantas son muy pequeñas, y la cantidad disuelta resultó suficiente.

El sulfato ferroso (FeSO₄ · 7H₂O), el óxido férrico (Fe₂O₃), el dióxido de manganeso (MnO₂), el sulfato de manganeso (MnSO₄ · H₂O) y el carbonato de manganeso (MnCO₃) resultaron mucho menos solubles en la solución de fórmula 11-37-0.

El uso de soluciones de polifosfato amónico para la incorporación de micronutrientes a los fertilizantes líquidos ofrece perspectivas muy interesantes, no sólo por el efecto de captación de las soluciones sino por el mejoramiento consiguiente de la calidad del producto. En esas condiciones, el efecto de captación puede considerarse como una ventaja accesoria que no acarrea gasto ninguno. Por comparación con el caso de mezclas sólidas, la incorporación de oligoelementos por captación a los fertilizantes líquidos, no sólo resulta facilitada sino que evita la disgregación de las mezclas obtenidas y no provoca reacciones perjudiciales entre los micronutrientes y los demás ingredientes de la mezcla, cosa que no puede decirse de los fertilizantes mixtos sólidos. No conviene olvidar, sin embargo, que la cantidad de oligoelementos que se puede disolver como máximo en las mezclas líquidas no permite a veces la aplicación

de los micronutrientes al suelo en las dosis recomendadas; la gravedad de este inconveniente no puede determinarse con facilidad dada la gran diversidad de las prácticas de aplicación.

Algunos de los micronutrientes metálicos son solubles en soluciones de nitrógeno que contengan amoníaco libre y en agua amoniacal.

Adición a las suspensiones de fertilizantes

La técnica de incorporación a las suspensiones (véase lo que antecede) parece de utilidad especial en el caso de la adición de micronutrientes, pues elimina todas las dificultades debidas a la insolubilidad de los vehículos, si se exceptúan las relacionadas directamente con las propiedades agronómicas [10]. Cuando se utilicen compuestos insolubles de micronutrientes, será necesario reducirlos a polvo muy fino para evitar la sedimentación rápida de esos compuestos y las obstrucciones de las boquillas de dispersión. El único factor limitativo de la cantidad de micronutrientes que puede incorporarse es la viscosidad del producto resultante, que no debe exceder de los márgenes de tolerancia del equipo de aplicación.

Se han obtenido a título experimental suspensiones de NPK con fritas de oligoelementos micronutrientes (sulfatos de cobre, de cinc, de manganeso o de hierro). Se ha observado que, en general, el uso de estos materiales no influye apreciablemente en las propiedades físicas de las suspensiones, si se limita su concentración al 5% aproximadamente.

Las suspensiones utilizadas poco después de la preparación no plantean problemas graves de sedimentación ni de crecimiento de los cristales, y pueden aplicarse con algunos aparatos corrientes de dispersión de fertilizantes líquidos aunque, por lo común, es necesario emplear boquillas de mayor calibre. Si el almacenamiento de las suspensiones ha de durar varios días o varias semanas, convendrá instalar en los depósitos dispositivos de agitación. En el almacenamiento prolongado, los fenómenos de crecimiento de cristales pueden ocasionar dificultades.

C. Otros elementos útiles

Se da la denominación de elementos "esenciales" a aquellos de los que se ha demostrado que son esenciales en el sentido de que las plantas no pueden alcanzar su madurez si el elemento falta. Hay elementos o compuestos respecto de los cuales, aun cuando no se haya demostrado que son esenciales, sí se ha visto que elevan los rendimientos considerablemente en ciertas condiciones o que aumentan el valor nutritivo de la planta.

Las plantas absorben grandes cantidades de sílice y desde la época de Liebig (1840) se ha pensado cuál sería la función de la sílice en el crecimiento de las plantas. No se ha probado que el silicio sea esencial para el crecimiento de las plantas, pero se ha visto que es esencial para obtener los máximos rendimientos en algunos cultivos. En Hawai, en suelos con bajos contenidos en sílice aprovechables, la aplicación de escoria de silicato cálcico elevó el rendimiento de los cultivos de caña de azúcar en 8-10 toneladas por hectárea. En este mismo suelo, la aplicación de carbonato cálcico no elevó los rendimientos [16]. Estudios subsiguientes pusieron de manifiesto que había diversas escorias y minerales de silicatos que resultaban útiles para elevar el rendimiento de la caña de azúcar o de la hierba del Sudán, pero que el metasilicato de calcio (CaSiO_3) era el más eficaz [17]. El metasilicato sódico también resultó eficaz. Fue eficaz también el cemento Portland (que contiene silicatos dicálcico y tricálcico). El metasilicato cálcico se produce ahora comercialmente para uso agrícola en Hawai sinterizando una mezcla de arena silícea y caliza coralina en un horno como los que se utilizan para la producción de cemento.

Las aplicaciones de silicatos han permitido obtener grandes aumentos del rendimiento en los cultivos arroceros del Japón, y la aplicación de sílice en forma de escorias o de cenizas de hogar se ha convertido en práctica corriente [18]. El consumo de fertilizantes con silicato cálcico en el Japón en 1977 ascendió a 789.000 toneladas, sin incluir el fosfato calciomagnésico fundido (515.000 toneladas), que también contiene sílice soluble en los suelos [19].

En otros lugares del mundo la adición deliberada de materiales de silicatos es rara, aunque se utilizan mucho diversos tipos de escorias que contienen silicatos, pero esas escorias se utilizan por el calcio, fósforo o micronutriente que contengan. Como ya se ha indicado, el fosfato calciomagnésico fundido contiene del 20 al 30% de SiO_2 , mientras que el fosfato de Renania y la escoria básica contienen porcentajes menores. La producción de hierro en el horno alto da escorias que contienen un 30% o más de SiO_2 , y la producción de fósforo elemental en horno eléctrico da una escoria de silicato de calcio con 35-40% de SiO_2 . Estos materiales se utilizan a veces como materiales encalantes. La utilidad de su contenido en sílice se ha mencionado a veces como una posibilidad, pero rara vez se ha estudiado sistemáticamente.

El sodio eleva a veces el rendimiento de los cultivos de espárragos o de algunos cultivos de tubérculos y se añade a veces a los fertilizantes con ese fin, por lo general en forma de cloruro sódico.

El cobalto se ha utilizado en las grandes extensiones de pastos de Australia en pequeñas cantidades, sobre todo para mejorar la salud de las ovejas que allí pacen. El cobalto es esencial para la nutrición de los animales, pero no ha quedado comprobado que sea esencial para el crecimiento de las plantas. La práctica más corriente es la de suministrar materiales que contengan cobalto directamente a los animales, cuando sea preciso. Sin embargo, el cobalto desempeña un papel esencial en la fijación del nitrógeno por las leguminosas y, por ende, resulta valioso para el crecimiento de tales cultivos.

Referencias

1. Stout, P. R. 1956. "Micronutrients in Crop Vigor." *Journal of Agricultural and Food Chemistry*, 4(12):1000-1006.
2. Tisdale, S. L., and W. L. Nelson. 1956. *Soil Fertility and Fertilizers*, p. 274-276, McMillan Company, New York, New York.
3. Bixby, D. W., S. L. Tisdale, and D. I. Rucker. 1964. N.P.K.S. *Adding Plant Nutrient Sulphur to Fertilizer*, Technical Bulletin No. 10, The Sulphur Institute, Washington, D.C.
4. Jaggi, T. N. 1977. "Increased Agricultural Production Through Straight Use of Rock Phosphate and Pyrites." *Chemica Age of India*, 28: 975-977.
5. Slack, A. V. and W. C. Scott. 1962. "Developments in High Analysis Liquid Fertilizer." *Commercial Fertilizer and Plant Food Industry*, 105(5): 24-26.
6. Hignett, T. P. 1965. "Fertilizers: A Look Ahead." *Farm Chemicals*, 128(8):36-37, 40, 42, 44.
7. Young, R. D. 1966. "Studies Show Method of Restoring Sulphur." *Agricultural Chemicals*, 21(4): 20-22, 99.
8. Coleman, Russell. 1966. "The Importance of Sulfur as a Plant Nutrient in World Crop Production." *Soil Science*, 101(4):233-239.
9. Slack, A. V. 1960. "Problems in Adding Secondary and Trace Elements and Pesticides to Liquid Fertilizers." *Commercial Fertilizer and Plant Food Industry*, 100(4):24-27.
10. Silverberg, Julius and H. K. Walters, Jr. 1964. "Slurry Fertilizers—TVA Progress Report." *Commercial Fertilizers and Plant Food Industry*, 108(4): 26-27, 66-77.

11. United States of America, Department of Agriculture, Statistical Reporting Service, Crop Reporting Board. 1966. *Consumption of Commercial Fertilizers and Primary Plant Nutrients in the United States, Year Ended June 30, 1964*. Washington, D.C.
12. Achorn, F. P. and J. J. Mortvedt. 1977. "Addition of Secondary and Micronutrients to Granular Fertilizers," in *Granular Fertilizers and Their Production*, British Sulphur Corporation, London, England.
13. Hignett, T. P. 1965. "Bulk Blending of Fertilisers: Practices and Problems," *Proceedings of the Fertiliser Society* (London), No. 87.
14. Poulton, J. W. 1975. "Bulk Blending Practices in the United Kingdom," *Proceedings of the Fertilizer Industry Round Table*, p. 136-140.
15. Slack, A. V., J. M. Potts, and H. B. Shaffer, Jr. 1965. "Effect of Polyphosphate Content on Properties and Use of Liquid Fertilizers," *Journal of Agricultural and Food Chemistry*, 13(2):165-171.
16. Fox, R. L., J. A. Silva, O. R. Younge, D. L. Pluncknett, and G. O. Sherman. 1967. "Soil Cane," *Soil Science Society of America Proceedings*, 31:775-779.
17. Clements, H. F., E. W. Putnam, and J. A. Wilson. 1967. "Eliminating Soil Toxicities with Calcium Metasilicate," *Hawaiian Sugar Technologists' Reports*, 26:43-54.
18. *Fertilizer and Feedingstuff Journal*, 1966, 63(10): 389 (abstract of an article by M. Cohaire in *Agriculture Digest*, a bulletin issued by Centre International d'Information et de Documentation des Producteurs de Phosphate Thomas, 47 rue Monotyer, Brussels).
19. Economic Committee. 1977. "Fertilizer Consumption Report," F-16-18a, c-2. ISMA, 28 rue Marbeuf, 75008, Paris, France.

XXI. Fertilizantes de difusión regulada

Los fertilizantes que liberan elementos nutrientes de las plantas lentamente durante todo el periodo de crecimiento o incluso durante varios periodos de crecimiento continúan atrayendo la atención de los tecnólogos y de los ingenieros agrónomos. Los defensores de estos fertilizantes de difusión regulada aseguran que, utilizándolos, resulta más eficiente el proceso de absorción de bioelementos por las plantas; se minimizan las pérdidas por lixiviación, fijación o descomposición; se reducen los costos de aplicación, al ser menor la frecuencia de aplicación; se elimina el "consumo suntuario"; y se evita que los vegetales se quemem o que se malogren las plantas jóvenes. La lista de ventajas es realmente impresionante.

En las consideraciones que siguen, el término "fertilizante de difusión regulada" designa a los fertilizantes que, por cualquier razón, desprenden su contenido en nutrientes a lo largo de un periodo prolongado. Se considera incluso que la simple elección entre materiales caracterizados por la lentitud con que se disuelven es un caso de regulación. Además, la cadencia de desprendimiento de los materiales insolubles en agua se puede a menudo regular, hasta cierto punto, variando el tamaño de partícula y la modalidad de colocación en el suelo.

A. Fertilizantes fosfatados de difusión regulada

Se han ensayado numerosos compuestos de fósforo de difusión regulada, y algunos de ellos ya se vienen utilizando. Los principales son la fosforita molida, la mena de fosfato aluminico calcinada, la escoria básica, la fosforita d-fluorada (fosfato tricálcico), el fosfato cálcico magnésico fundido, el fosfato de Renania, el alimento de hueso, el fosfato dicálcico, el fosfato magnésico-amónico, el metafosfato cálcico y el metafosfato potásico (a los llamados "metafosfatos" se les aplica también la designación, más correcta, de "polifosfatos").

El empleo de la fosforita molida, incluidas las menas de fosfato aluminico calcinadas, se ha discutido con detalle en el capítulo XII. De la escoria básica, el fosfato cálcico magnésico fundido, el fosfato de Renania, la harina de huesos, el fosfato dicálcico, la fosforita defluorada, el meta-

fosfato cálcico y los fosfatos potásicos se han tratado en el capítulo XVI. Los fosfatos magnésico-amónicos y compuestos similares se examinaron en el capítulo XIV.

En la mayoría de los casos, cuando se emplean materiales fosfáticos poco o nada solubles es porque son menos costosos que los fosfatos solubles o porque aportan otros elementos. Muy rara es la vez en que cabe atribuirles superioridad agronómica en función de su aporte lento de fósforo al suelo. Es más: los materiales poco solubles suelen dar peor resultado, sobre todo en el primer año de aplicación. Esto no obstante, algunos de ellos tienen aceptación para usos especiales porque, en algunas situaciones, no ofrecen peligro si se ponen en contacto con las semillas o las raíces. Algunos de los fosfatos ligeramente solubles pueden resultar especialmente valiosos para la agricultura tropical, que se desenvuelve en condiciones totalmente distintas de las de las zonas templadas. Es de advertir que la información disponible sobre el empleo de estos materiales en la agricultura tropical es relativamente escasa.

Los fosfatos solubles reaccionan rápidamente con el suelo formando compuestos relativamente insolubles [1]. Por lo tanto, incluso los fosfatos plenamente solubles se transforman, en el suelo, en fertilizantes de difusión retardada. Lo que se ha procurado, principalmente, es hallar maneras de acelerar la difusión. Cuando los fosfatos solubles se aplican en forma granular, se demora la reacción con el suelo y puede ocurrir que, en los puntos en que se encuentran los gránulos, se formen bolsas de fosfato relativamente soluble que persistan durante varias semanas. Así pues, suelen obtenerse buenos resultados situando los fertilizantes fosfáticos granulares solubles cerca de la semilla.

B. Fertilizantes nitrogenados de difusión regulada

La necesidad de contar con un fertilizante de difusión retardada es mucho más aguda en el caso de los fertilizantes que contienen nitrógeno que en el de los de fosfato (o potasa), particularmente en ciertas condiciones de suelo y clima. Las más de las veces, el fosfato que no se utiliza en el año de

aplicación permanece en el suelo y aprovecha a las cosechas futuras; por lo tanto, es frecuente que el índice de aprovechamiento a largo plazo sea elevado; y lo mismo cabe decir de la potasa. En cambio, rara vez se puede aprovechar gran cosa el nitrógeno fertilizante de una cosecha para la siguiente. El nitrógeno aplicado como fertilizante se pierde, para el suelo, por diversas causas.

1. *Lixiviación o drenaje superficial* — Las lluvias fuertes o un sistema de riego mal regulado pueden lixiviar el nitrógeno situado fuera del alcance de las raíces de las plantas o arrastrarlo por drenaje superficial. En cualquiera de los dos casos, el nitrógeno se pierde, a los efectos del cultivo, y puede contaminar arroyos, lagos o aguas subterráneas.
2. *Volatilización como amoníaco* — La urea aplicada en superficie se hidroliza rápidamente, formando amoníaco y dióxido de carbono. Parte del amoníaco puede volatilizarse y pasar a la atmósfera. Además, se puede volatilizar amoníaco de las sales amoniacales aplicadas en superficie, particularmente de los suelos de pH alto. En los arrozales anegados, parte del amoníaco disuelto del agua superficial puede volatilizarse.
3. *Descomposición* — En condiciones anaerobias (suelos anegados o encharcados) los nitratos se reducen a nitritos, que son inestables y se descomponen formando nitrógeno elemental y óxido de nitrógeno que se escapa a la atmósfera (desnitrificación). El nitrógeno del amoníaco se oxida rápidamente formando nitrato, en condiciones aerobias del suelo y puede perderse por desnitrificación más tarde al lixiviarse en una capa anaerobia del suelo subyacente o cuando el suelo queda anegado o encharcado.

Así pues, hay una relación estrecha entre el mal aprovechamiento del nitrógeno aplicado y las pérdidas de nitrógeno. El porcentaje en que los cultivos aprovechan los fertilizantes nitrogenados rara vez pasa del 50%, y en algunas condiciones puede ser del 20% nada más.

Dado que los fertilizantes nitrogenados son caros —y, probablemente, lo seguirán siendo— interesa mucho aprovecharlos mejor. Si, por ejemplo, se pudiese incrementar en un tercio la recuperación del nitrógeno, el efecto sería equivalente al de aumentar en esa proporción los suministros de nitrógeno. Las pérdidas de nitrógeno son cuantiosas en el caso del arroz anegado, especialmente cuando se cultiva en condiciones de anegamiento intermitente o cuando la regulación de la cantidad de agua es deficiente.

1. Materiales ligeramente solubles

Un grupo de fertilizantes nitrogenados de difusión regulada es el integrado por los compuestos químicos que, inherentemente, sólo son ligeramente solubles en el agua o en la solución del suelo. Cabe señalar que la velocidad de difusión de elementos nutrientes en el suelo de la mayoría de estos compuestos ligeramente solubles no es necesariamente función de su solubilidad en agua exclusivamente. Lo que ocurre es que la velocidad de difusión guarda relación con el ataque microbiológico o hidrólisis, que convierte el nitrógeno a formas en que puede ser aprovechado por las plantas. Con todo, la velocidad de ataque está relacionada con la de solución, la cual depende a su vez de la solubilidad, del tamaño de partícula y de otros factores.

Dentro de este grupo, los principales compuestos en producción comercial son los de urea-aldehído. La diurea de isobutilideno (IBDU en la literatura anglosajona) se produce en el Japón haciendo reaccionar urea con isobutiraldehído en una relación molar 2:1. En estado puro, este producto contiene un 32,18% de N. Hamamoto ha descrito los métodos de preparación y discutido su utilidad como fertilizante [2]. La diurea de crotonilideno (CDU, en la literatura anglosajona), llamada también ciclodiurea, se produce en el Japón y en Alemania haciendo reaccionar urea con crotonalaldehído o acetaldehído. El compuesto puro contiene aproximadamente un 32% de N.

Ando ha informado de un consumo japonés de 1.800 toneladas de N como IBDU y de 1.400 toneladas como CDU en 1968, lo que supone un total de 3.200 toneladas de N o de 10.000 toneladas de los dos materiales de difusión retardada [3]. Este volumen de empleo es más del doble del de 1966. Tsuno ha informado acerca de la construcción de una planta para la fabricación de 40.000 tpa (13.000 toneladas de N) en el Japón en 1972 [4]. El autor ha descrito el proceso de producción y el uso del producto para preparar fertilizantes compuestos en los que aproximadamente la mitad del nitrógeno se encontraba en forma apropiada para su aportación lenta.

Hamamoto ha examinado también ciertos estudios agronómicos efectuados en el Japón con el IBDU y otros materiales nitrogenados de acción lenta [2]. La cadencia de difusión de estos materiales ligeramente solubles es función del tamaño de partícula. En las condiciones que se dan en el Japón, el empleo de estos materiales resultaba con frecuencia ventajoso para elevar los rendimientos y para economizar mano de obra, al reducir la frecuencia de las aplicaciones. Hamamoto indicó que el costo del IBDU para los agricultores, por unidad de nitrógeno, era más del doble del de los fertilizantes nitrogenados ordinarios. Los fertilizantes compuestos con relación

1:1:1, en los que la mitad del nitrógeno se suministraba en forma de IBDU, costaban alrededor de un 20% más que los fertilizantes ordinarios. Por este motivo, se utilizaban principalmente para legumbres y verduras y para cultivos comerciales, pero no tanto para los de cereales.

Los productos de reacción de la urea y el formaldehído, normalmente llamados "urea-formo", se producen por obra de unos seis fabricantes de los Estados Unidos y de otros varios países. A diferencia del IBDU y del CDU, el ureaformo no es un compuesto químico definido. Contiene ureas de metileno de diferentes longitudes de cadena; la solubilidad aumenta al disminuir la longitud de la cadena. Suele contener un 38% de N.

El componente más útil del ureaformo, como material para aporte lento de nitrógeno, quizá sea la tetraurea de trimetileno; los productos de cadenas más cortas se descomponen demasiado aprisa, y los de cadenas más largas son excesivamente resistentes a la descomposición. Por desgracia, es sumamente difícil producir comercialmente tetraurea de trimetileno pura; el ureaformo contiene productos de cadena más corta y más larga.

Un ureaformo típico puede contener un 30% de su nitrógeno en formas solubles en agua fría (25°C). La calidad del 70% restante se juzga por el porcentaje que es soluble en agua muy caliente (hirviendo), determinado por procedimientos analíticos establecidos. Por lo menos el 40% del nitrógeno insoluble en agua fría debe ser soluble en agua caliente para que la respuesta agronómica sea aceptable; los valores típicos quedan comprendidos entre el 50 y el 70%.

El ureaformo se produce por reacción de la urea con formaldehído en solución acuosa en presencia de un ácido que cataliza la reacción. El grado de polimerización depende de la relación molar de la urea con el formaldehído y del pH, así como del tiempo y de la temperatura de reacción. La reacción se detiene neutralizando el ácido. En trabajos de Clark, así como de Kolterman y Rennie [5, 6] se han descrito los procesos de producción.

En el Japón, el ureaformo se produce también como componente de fertilizantes compuestos añadiendo solución de formaldehído a la solución de urea que se alimenta al granulador [3]. Kuwabara ha descrito el uso de un reactor de urea metileno para hacer reaccionar la urea y la solución de formaldehído y producir una lechada que se alimenta directamente a una planta de granulación, junto con otros materiales, para producir fertilizantes compuestos [7]. Se formó algún nitrógeno de difusión retardada y mejoraron las propiedades físicas de los productos.

En los Estados Unidos, se utilizan soluciones de amonificación que contienen urea, formal-

dehído y amoniaco para preparar fertilizantes compuestos que contienen nitrógeno insoluble en agua. La composición de una de estas soluciones es la siguiente: urea, 35,3%; formaldehído, 8,0%; CO₂, 8,4%; NH₃, 25,0%; y H₂O, 23,3%. Existen otras soluciones con alto contenido en formaldehído (hasta un 60%) que pueden utilizarse con urea adicional [8].

La adición de ácido sulfúrico o fosfórico (o superfosfato) neutraliza el amoniaco y cataliza la formación de urea de metileno. Se obtienen productos que contienen un 20-30% de su nitrógeno en forma insoluble en agua. Para obtener una cantidad satisfactoria de nitrógeno insoluble en agua hay que regular bien las condiciones de funcionamiento del granulador y del secador. En algunos casos, se utiliza un prerreactor antes del granulador [7].

El consumo de ureaformo en los Estados Unidos es de unas 50.000 tpa, sin contar el que se forma en los fertilizantes compuestos a partir de las soluciones. La mayor parte de la producción se destina a fertilizantes compuestos para aplicaciones especiales (céspedes, jardines, campos de golf, etc.). El precio al por mayor del ureaformo, por unidad de nitrógeno, es aproximadamente el triple del de la urea, el nitrato amónico o el sulfato amónico.

En ensayos efectuados por la TVA de muchos otros compuestos orgánicos que contienen nitrógeno, en relación con su empleo como fertilizantes, algunos de estos compuestos han resultado fácilmente absorbibles, otros se asimilan lentamente, y también los hay inertes y algunos tóxicos. Los más prometedores de estos productos, como fertilizantes de difusión retardada, fueron las oxamidas, el glicuril, el ácido cianúrico, la amelina y la amelida. Por falta de un proceso económico, ninguno de estos materiales se ha fabricado comercialmente para su uso como fertilizante.

El fosfato magnésico-amónico (MgNH₂PO₄) es una fuente de nitrógeno lentamente soluble, si bien contiene más fosfato que nitrógeno. El producto llamado en el comercio "Mag Amp" contiene una cantidad variable de agua de cristalización y algunas impurezas; una calidad típica es la 8-40-0. También hay en el comercio un producto similar que contiene potasa y lleva la denominación de "En Mag" en el Reino Unido. La calidad es 5-24-10. La velocidad de solución de estos materiales ligeramente solubles se regula variando el tamaño y la dureza de los gránulos.

2. Sulfato de guanil urea (SGU) y fosfato de guanil urea (FGU)

Estos compuestos son únicos entre los fertilizantes de difusión retardada en cuanto a lo fácil y completamente que se disuelven en agua, pero son

adsorbidos en los coloides del suelo. Se asegura que, una vez adsorbidos estos compuestos, la mineralización es muy lenta en condiciones aerobias, pero satisfactoria en condiciones anaerobias [9]. Por consiguiente, donde más prometedora resulta su utilización es en los arrozales anegados.

En el Japón se producen estos materiales en cantidades limitadas. Parece ser que el SGU se ha comercializado, pero no se sabe si el FGU se produce comercialmente o sólo en plan experimental.

3. Materiales solubles recubiertos

Dentro de un amplio espectro de materiales y técnicas, se ha estudiado la posibilidad de producir fertilizantes de difusión regulada recubriendo materiales fertilizantes solubles con películas plásticas, resinas, ceras, materiales asfálticos u otras barreras. La primera producción comercial de fertilizantes de difusión regulada recubiertos utiliza un proceso desarrollado por la Archer Daniels Midland Company (ADM). El componente principal del recubrimiento es un copolímero del dicitropentadieno con un éster glicerol [10]. Aplicado en varias capas de diversa composición, el recubrimiento desprende solución fertilizante por intercambio osmótico con la humedad del suelo. El fertilizante granulado recubierto fue fabricado por la ADM con el nombre comercial Osmocote a partir de 1964. Ahora lo produce y comercializa la Sierra Chemical Company con licencia exclusiva de la ADM. Se encuentran en el mercado tres calidades de Osmocote: la 14-14-14, la 18-9-9 y la 16-4-8. El peso del recubrimiento oscila entre el 10 y el 15% del peso bruto.

Los productos Osmocote se recomiendan para céspedes, floricultura, viveros, y cultivos de elevado valor. El precio indicado en 1974 para producto al por menor oscilaba entre \$0,73 y \$0,95/kg.

La urea recubierta de azufre (URA) es un material de difusión regulada que viene siendo desarrollado por la TVA desde hace 15 años [11]. La elección del azufre como material de recubrimiento, después de haber probado otros muchos, se basa en la economía y eficiencia que con él se alcanzan. Se eligió la urea como material a recubrir por su alto contenido en nitrógeno, su bajo costo y su disponibilidad comercial.

En estudios iniciales se puso de manifiesto que el azufre por sí solo no era bastante resistente a la humedad. Se descubrió, empero, que, mediante la adición al recubrimiento de azufre de un compuesto obturador constituido por una cera oleosa, se obtenía un recubrimiento eficaz. Posteriormente se desarrollaron recubrimientos de azufre solo que, en ciertas condiciones, podían dar resultados satisfactorios.

En los trabajos iniciales de laboratorio, se recubrían tandas de 1 a 7 kg de urea en pequeños tambores. La labor de desarrollo se continuó luego en una pequeña planta piloto de funcionamiento continuo con una cadencia de producción de unos 150 kg por hora. El desarrollo del proceso se terminó en una planta piloto de grandes dimensiones con una capacidad nominal de 1 tph, pero que en la actualidad tiene una capacidad superior a las 2 tph. Shirley ha resumido los resultados del funcionamiento de la planta piloto grande [12]. En octubre de 1978, la TVA empezó a producir urea recubierta de azufre en su planta de demostración, a una cadencia de 10 tph. La Imperial Chemical Industries (ICI) produjo y lanzó al mercado una urea granulada en perdigones y recubierta de azufre (nombre comercial: "Gold N"), y en el Canadá produce un material similar la Canadian Industries, Ltd. (CIL).

En la figura 1 se representa esquemáticamente el diagrama del proceso seguido en la planta piloto de la TVA. Se precalienta urea granular en el primer tambor rotatorio hasta 77°C con radiadores eléctricos de calor radiante para impedir que el azufre se enfríe demasiado rápidamente sobre los gránulos. Más tarde se utilizó un precalentador de lecho fluidizado como el que se indica en la figura 1. El azufre fundido se atomiza y se rocía sobre el lecho rotatorio de gránulos en el segundo tambor. Se consideraron tanto la atomización por aire como la hidráulica. La cera se aplica en el tercer tambor. Los gránulos revestidos se enfrían luego en un enfriador de lecho fluidizado y se aplica un polvo absorbente en un cuarto tambor para eliminar la pegajosidad de la cera e impedir que los gránulos floten cuando se apliquen en agua (como ocurre en el caso de los arrozales anegados).

En la figura 2 se indica la forma en que se disponen las boquillas y otras piezas interiores del tambor de recubrimiento con azufre cuando se utilizan boquillas neumáticas o hidráulicas. Estas últimas tienen la ventaja de que producen menos niebla de azufre, niebla que hay que recoger y reciclar o eliminar. La reducción de la niebla permite introducir otras modificaciones que elevan la capacidad y mejoran la operación.

La mayor parte del trabajo se hizo con urea granular comercial (1,7-3,3 mm) obtenida por el proceso de granulación en tambor de rociado o bien con urea granulada en bandeja. Se hicieron algunos ensayos con urea granulada en perdigones, pero, al ser menor el tamaño de partícula, resultaba mayor la superficie por unidad de peso de urea y esta mayor superficie requería un recubrimiento que supone mayor porcentaje en peso del producto para un espesor de revestimiento dado. Además, la mayoría de los perdigones de urea tienen algún agujerito u hoyuelo que dificulta

Figura 1. Diagrama de producción de la planta piloto de urea recubierta de azufre

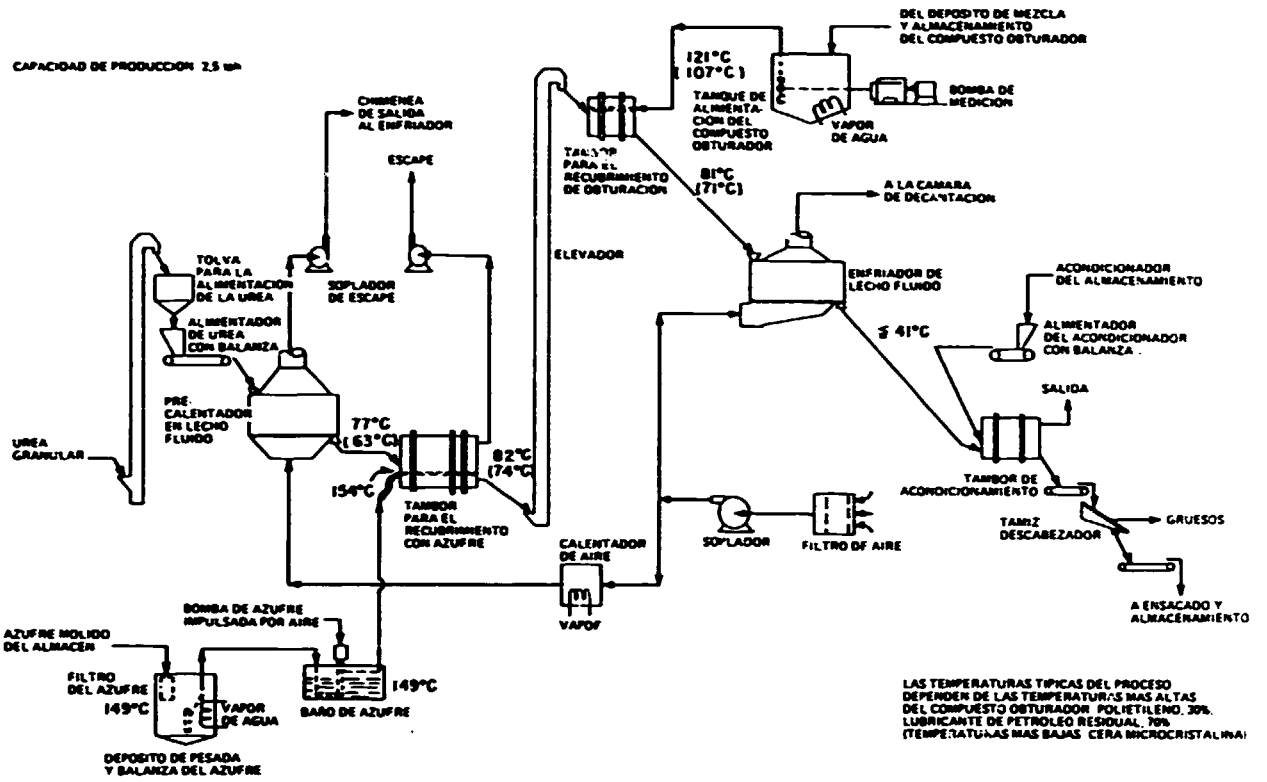
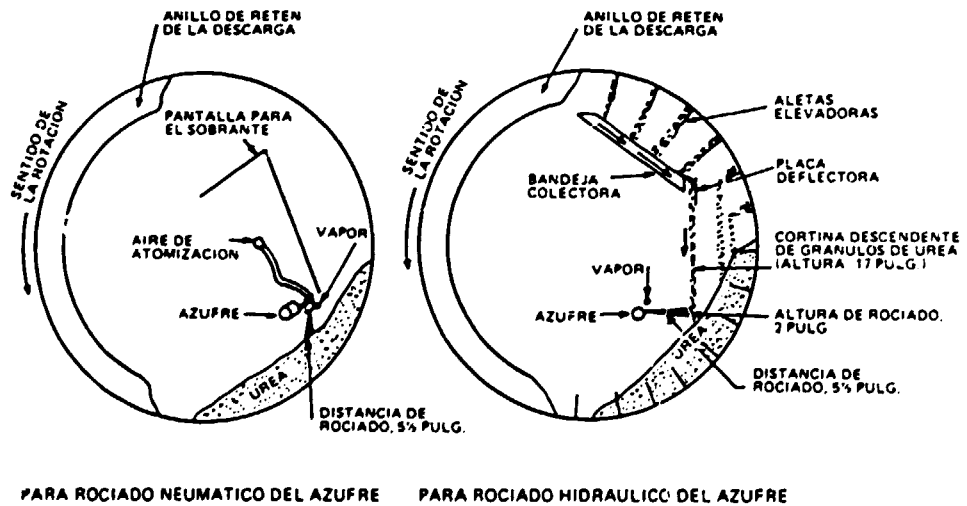


Figura 2. Recubrimiento con azufre en tambor



la aplicación satisfactoria del recubrimiento. Por estas razones, para el recubrimiento se prefieren gránulos grandes y bien redondeados.

La velocidad de disolución de la urea recubierta puede modificarse variando el espesor del recubrimiento de azufre y, hasta cierto punto, variando la cantidad de compuesto obturador. Como indicación de la velocidad de disolución, se utiliza un ensayo de laboratorio en el que se mide qué porcentaje de la urea se disuelve en 7 días en agua a 38°C. La información agronómica corriente indica que, en general, los mejores resultados se obtienen con materiales cuyo porcentaje de disolución a los 7 días sea de entre 17 y 35%. Material de ese tipo es el que produce la TVA en su planta de demostración, con un recubrimiento que pesa en total el 20.6% (16.0% de azufre, 2.1% de compuesto obturador y 2.5% de acondicionador), partiendo de urea granular de entre 1.2 y 3.3 mm (el peso del recubrimiento se podría reducir utilizando gránulos de mayor tamaño). El espesor medio calculado del recubrimiento de azufre es de unos 55 μm para una esfera de unos 3 mm, lo que aproximadamente concuerda con las observaciones microscópicas. Se puede obtener una cadencia de disolución similar utilizando un revestimiento de azufre solo con un peso del recubrimiento del 21% aproximadamente (36% de N en el producto).

En la figura 3 se indican las velocidades de disolución en el suelo a tres temperaturas distintas para un producto, obtenido por la TVA en planta piloto, recubierto con 20% de azufre y sin compuesto obturador. A fines de comparación, se indica también la velocidad de disolución para agua a 25°C. Este producto tenía una velocidad de disolución del 26% aplicando el procedimiento de ensayo en laboratorio normalizado (7 días en agua a 38°C). Si bien estos ensayos indican que la

velocidad de disolución aumenta con la temperatura, los ensayos comunicados por Davies mostraron escaso efecto de la temperatura en el campo de los 10 a los 25°C [9]. Sin embargo, hay muchos factores que pueden afectar a la velocidad de disolución en el suelo. Allen y sus colaboradores han publicado datos sobre la velocidad de disolución en el suelo y sobre la influencia que en ésta ejercen el peso del recubrimiento, la temperatura y la colocación [13].

La figura 4 muestra los resultados de los estudios (no publicados) efectuados por la TVA sobre la velocidad de disolución de la URA en los suelos; la URA utilizada en estos estudios tenía un peso de recubrimiento del 16.5%, S; 2.0% de compuesto obturador; y 2.4% de acondicionador. El compuesto obturador era una mezcla (30:70) de cera de polietileno y lubricante de petróleo residual. Los datos muestran que la disolución fue más rápida a temperaturas de 20-30°C que a la de 5°C. La congelación de muestras del suelo que contenían URA a -25°C durante 48 horas no influyó en las velocidades subsiguientes de disolución a la temperatura indicada en la figura 4. La velocidad de disolución fue superior en los suelos secos (7-10% de agua) que en los suelos húmedos (18-22% de agua). Sin embargo, la velocidad de disolución en suelos anegados fue superior a la registrada en suelos secos o húmedos en experimentos efectuados a temperaturas de 20-35°C, pero no a 5°C.

La velocidad de disolución disminuyó al aumentar la proporción de URA aplicada al suelo. Para modificar las relaciones se añadirían 1.0, 2.5 ó 5.0 gramos de nitrógeno, en forma de URA, a una cantidad fija de suelo. Las concentraciones resultantes, expresadas como volumen de suelo por gránulo, fueron de 2.9, 1.2 y 0.6 cm^3 (los gránulos de entre 6 y 10 mallas tenían por término medio 5.6 mg de N por gránulo). De esto se deduce que una colocación concentrada (en puntos o bandas) se traduciría en una velocidad de disolución menor que la correspondiente a una mezcla uniforme con el suelo, especialmente en las tasas de aplicación altas. No se apreció influencia del pH del suelo en el campo de pH 5-7.

Además de sus características de difusión regulada, la urea recubierta tiene excelentes características de almacenamiento y manutención y podría soportar incluso la manutención a granel en los climas húmedos. Además, se puede mezclar con superfosfatos triples o simples, que son incompatibles con la urea sin recubrir. A más abundamiento, el recubrimiento de azufre es una fuente de azufre del que se va disponiendo lentamente, lo cual supondría una ventaja en las zonas pobres en azufre.

Se han efectuado o se están efectuando ensayos agronómicos en 54 países, y en los 50

Figura 3. Disolución de urea recubierta de azufre en el suelo o en el agua (recubrimiento de azufre, 20%, sin compuesto obturador)

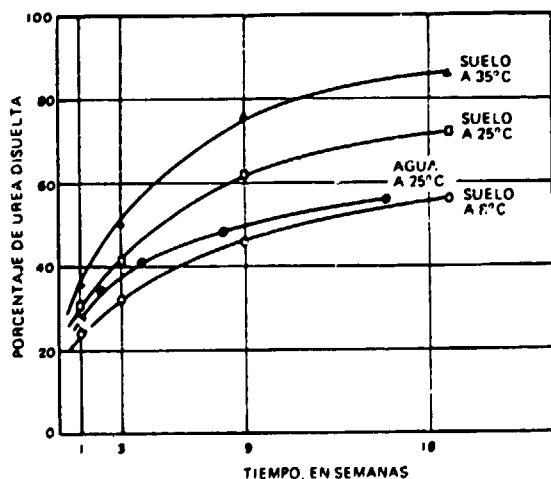
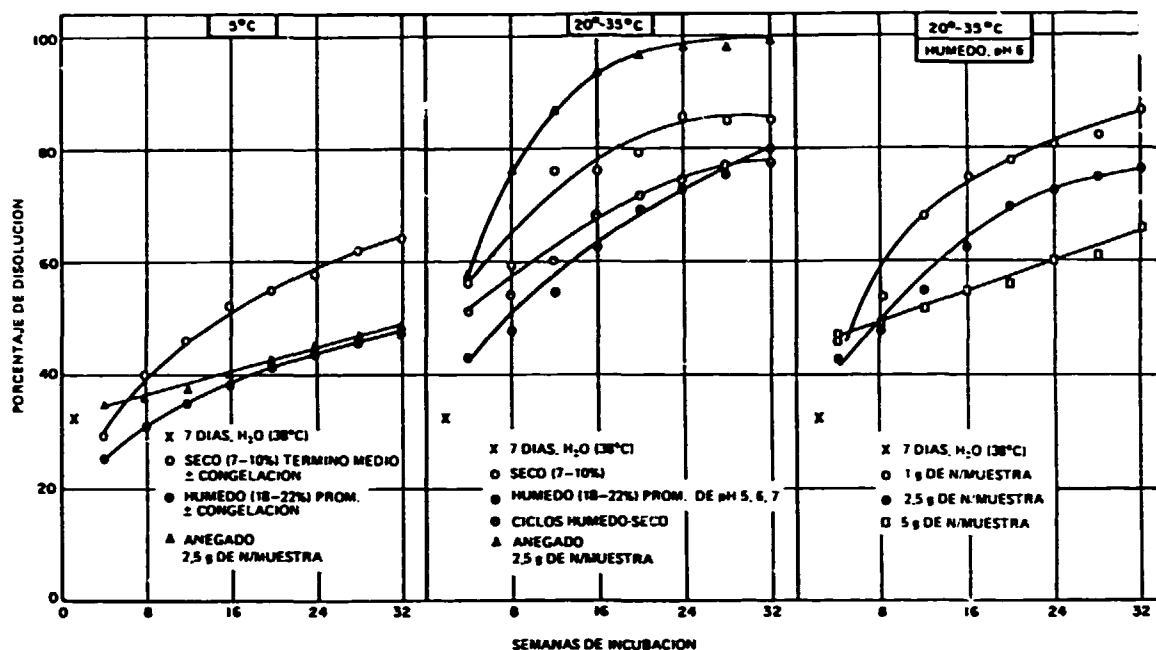


Figura 4. Influencia de la temperatura, humedad del suelo, tamaño de la muestra y tiempo de incubación en la disolución de la URA



estados de los Estados Unidos. Se han publicado comunicaciones en que se dan los resultados de los ensayos efectuados por la TVA, la ICI y otros [9, 11, 14].

Según las comunicaciones existentes al respecto, la urea recubierta es ventajosa para su utilización en los cultivos de caña de azúcar, piña y arroz con anegamiento demorado o intermitente y, en general, para los cultivos de campaña larga o para aquellas situaciones que se prestan a que haya pérdidas fuertes por lixiviación o descomposición.

Las estimaciones de la TVA indican que, con urea granular a \$170/t y azufre a \$48/t, se podría fabricar en gran escala un producto recubierto (con 37% de N) a un costo de unos \$179/t [15]. Así pues, el costo por tonelada de URA sería aproximadamente el mismo que el de la urea sencilla, si bien el costo por tonelada de N sería aproximadamente un 31% superior. Los ensayos agronómicos efectuados indican que, en muchos casos, el aumento de costos podría justificarse con facilidad. La mejora de las propiedades físicas del producto constituiría otra ventaja.

En la mayoría de los ensayos con arroz, la URA ha sido superior a la urea aplicada antes de la plantación o en cobertera en condiciones de anegamiento demorado e intermitente. En cambio, en el arroz de anegamiento continuo, la URA no reporta ventaja alguna. En cuanto a las relaciones beneficio:costo (dólares ingresados por dólar invertido en el recubrimiento), las calculadas a base de experimentos individuales arrojan resultados

favorables a la URA sobre la urea en el 75% de los ensayos en que ambos productos se aplicaron al suelo antes de la plantación. Muchas comparaciones mostraron una relación beneficio:costo de 10:1 o incluso superiores. Cuando la urea se aplicó en cobertera durante el período de crecimiento del arroz, la ventaja económica del recubrimiento no fue tan grande [14].

La técnica de recubrimiento con azufre puede aplicarse a fertilizantes distintos de la urea. Se han efectuado trabajos experimentales de recubrimiento de fosfato diamónico, cloruro potásico, sulfato potásico, y diversos fertilizantes compuestos, incluyendo un producto de urea-cloruro potásico, granulado en bandeja, de calidad 32-0-16.

4. Inhibidores de la nitrificación

Los fertilizantes nitrogenados amoniacales se inmovilizan por sorción sobre partículas de arcilla y, por lo tanto, son resistentes a la lixiviación. Sin embargo, la forma amoniacal se convierte en la de nitrato en condiciones aerobias por procesos microbiológicos conocidos con el nombre de nitrificación. La velocidad de conversión depende de la temperatura; por debajo de 10°C es muy lenta pero a partir de los 20°C es rápida. En la forma nitrato, el fertilizante se asimila más fácilmente por la mayoría de las plantas, aunque hay algunas (por ejemplo, el arroz) que pueden utilizarlo muy bien en la forma amoniacal. Así pues, algunas de las finalidades de la difusión

regulada (resistencia a la lixiviación, prevención de las pérdidas por desnitrificación y retraso de la absorción) pueden alcanzarse demorando la nitrificación del nitrógeno amoniacal.

Numerosos compuestos orgánicos han resultado ser inhibidores de la nitrificación. La inhibición se debe a la toxicidad de estos productos químicos para los organismos que convierten el nitrógeno amoniacal en nitrito, que es la primera etapa del proceso de nitrificación.

Uno de los inhibidores de la nitrificación que ha llamado la atención en los Estados Unidos es el 2-cloro-6 (triclorometil) piridina. La Dow Chemicals Company lo viene promocionando con el nombre comercial "N-Serve". La concentración mínima del N-Serve en el suelo para demorar la nitrificación en seis semanas por lo menos oscila al parecer entre 0,5 y 10 ppm.

La Dow señala que un producto inhibidor de la nitrificación sólo resulta provechoso en condiciones en que es fácil que las pérdidas de nitrógeno del suelo sean altas. Por ejemplo, si hay fuertes lluvias o irrigación intensa, suelos de textura basta y suelos con valores de pH a los que se produce con facilidad la nitrificación. El nitrato así formado desciende por lixiviación a las capas del suelo anaerobias.

La azida de potasio (2-6% de KN_3) disuelta en amoníaco anhidro resultó muy eficaz para rebajar la velocidad de nitrificación en ensayos efectuados por el Ministerio de Agricultura estadounidense en cooperación con estaciones de experimentación agronómica situadas en los estados de Luisiana y Washington. La PPG Industries, Inc., viene explorando esta aplicación y otras aplicaciones agrícolas (por ejemplo, como herbicida en el cultivo del arroz) de la azida.

Otro inhibidor de la nitrificación que ha despertado gran interés en el Japón es la 2-amino-4-cloro-6-metil pirimidina. Lo fabrica la Mitsui Toatsu Chemicals, Inc. (la anterior Toyo Koatsu Industries, Inc.) con el nombre comercial AM. Otros inhibidores de nitrificación que se han venido utilizando en el Japón para la producción de fertilizantes compuestos son el sulfatiazol, la dicianidamida, la tiourea, el N-2, la 5-dicorfenil succinamida, el 4-amino-1, 2,4-triazol hidrocloreto, y la guaniltiourea [7].

En los suelos anegados o encharcados, como ocurre por ejemplo en los arrozales de anegamiento continuo, se dan condiciones anaerobias (es decir, reductoras) en el suelo subyacente a la superficie y, por consiguiente, la nitrificación del nitrógeno amoniacal no se produce en esta capa. Por consiguiente, cuando se colocan amoníaco, sales amoniacales, o urea (que se hidroliza en el suelo formando amoníaco y dióxido de carbono) en la zona reductora del suelo, permanecen en la forma

amoniacal y quedan más o menos inmovilizados por sorción sobre la arcilla. Algunas de las ventajas de la difusión regulada pueden obtenerse colocando nitrógeno amoniacal en la zona reductora del suelo del arrozal. Sin embargo, colocarlo así resulta difícil, porque los aparatos de aplicación se obturan pronto con el lodo y el fertilizante húmedo. Para facilitar la colocación por debajo de la superficie, se han venido produciendo experimentalmente gránulos grandes o briquetas de urea que pueden colocarse en el suelo a presión empujando con la mano (o con el pie). Los experimentos acerca de esta forma de colocación han dado por resultado un aumento considerable de la eficiencia de la utilización del nitrógeno para el cultivo de arroz en comparación con el sistema usual de lanzamiento a voleo. Sólo se saca pleno provecho de este sistema de colocación cuando se trata de arrozales en régimen de anegamiento continuo. Cuando el anegamiento es intermitente, se producirá nitrificación durante los periodos secos; durante el anegamiento subsiguiente, el nitrato se reducirá a nitrito, que es inestable y que se descompone en nitrógeno elemental o N_2O y se pierde así por volatilización.

C. Fertilizantes potásicos de difusión regulada

Se ha mostrado cierto interés por la utilización de fertilizantes potásicos de difusión regulada. La TVA efectuó ensayos con polifosfatos potásicos y con pirofosfatos potásico-cálcicos. Algunos de los materiales eran sólo ligeramente solubles en agua por el procedimiento AOAC. Engelstad [16] ha publicado comunicaciones sobre la evaluación agronómica de estos materiales. Su única ventaja era la de reducir los daños que se causan a las semillas en germinación. La mayor parte de los materiales se asimilaban con igual facilidad que las sales de potasa solubles. Algunos de los materiales menos solubles mostraron características de difusión retardada cuando se aplicaron en forma de partículas grandes (de unos 7 mm), pero no hubo pruebas concluyentes de que aumentara la eficacia.

Más recientemente, la TVA ha preparado cloruro potásico recubierto con azufre para ensayos agronómicos. Algunos de estos ensayos dieron resultados prometedores en el sentido de que los rendimientos aumentaban en comparación con los obtenidos con el cloruro potásico no recubierto. Para obtener una evaluación agronómica y económica haría falta más información. Los productos NK de difusión regulada también parecen ser prometedores hasta cierto punto, y vienen siendo objeto de estudio por la TVA.

D. Conclusiones

Muy probablemente, los fertilizantes nitrogenados de difusión regulada resultarán útiles para algunas cosechas en ciertas situaciones. Se requiere mucho más estudio para determinar el lugar que corresponde a los fertilizantes nitrogenados de difusión regulada en la economía de las explotaciones agrícolas y en las condiciones tropicales y subtropicales. Los recientes aumentos de precio de los fertilizantes nitrogenados, y los que probablemente se producirán en el futuro, darán sin duda mayor atractivo al empleo de fertilizantes de difusión regulada en algunos casos.

Es probable que los fertilizantes de difusión regulada resulten ventajosos cuando la mano de obra escasee y sea costosa. En los países en desarrollo en que la mano de obra es abundante y

barata, las aplicaciones múltiples de fertilizante soluble pueden utilizarse a veces para obtener mejores rendimientos y mayor eficiencia de utilización, con menos costo. Sin embargo, los resultados de los ensayos de campo han mostrado que, en los arrozales de anegamiento intermitente, el uso de urea recubierta de azufre eleva los rendimientos, aun en el caso de que la urea sin recubrir se aplique en varias veces.

Las perspectivas de mejoramiento de los fertilizantes mediante la característica de la difusión regulada parecen ser relativamente más prometedoras en el caso de los fertilizantes de fosfato y de potasa que en el de los de nitrógeno. Aun así, lo cierto es que se necesita estudiar más la cuestión, particularmente por lo que respecta a la agricultura tropical. Los fosfatos ligeramente solubles pueden preferirse cuando sean más baratos o cuando aporten otros nutrientes necesarios.

Referencias

- Huffmann, E. O. 1962. "Reaction of Phosphate in Soil: Recent Research by TVA." *Proceedings of the Fertiliser Society* (London), No. 71.
- Hamamoto, M. 1966. "Isobutylidene Diurea as a Slow-Acting Nitrogen Fertilizer and Studies in this Field in Japan." *Proceedings of the Fertiliser Society* (London), No. 90.
- Ando, J. 1970. "Developments in Granulation of Mixed Fertilizers in Japan." *Proceedings of the 20th Annual Meeting Fertilizer Industry Round Table*, p. 85-93, Memphis, Tennessee.
- Tsuno, Y. 1972. "Production of IBDU and its Application." *Proceedings of the 22nd Annual Meeting Fertilizer Industry Round Table*, p. 21-42, Memphis, Tennessee.
- Clark, K. G., J. Y. Yee, and K. S. Love. 1948. "New Synthetic Nitrogen Fertilizers. Preparation and Properties of Urea-Form." *Industrial and Engineering Chemistry*, 40(7):1178-1183.
- Kolterman, D. W. and W. W. Rennie. 1960. "Ureatorm Fertilizers." in *The Chemistry and Technology of Fertilizers*, p. 48-54, Vincent Sauchelli, ed., Rheinhold Publishing Co., New York, New York.
- Kuwabara, M., S. Hayamizu, and A. Hatakeyama. 1977. "Trends in Urea-Based Compound Fertilizer Technology." in *Granular Fertilizers and Their Production*, p. 125-147, British Sulphur Corporation, London, England.
- Nielsson, E. T. 1973. "IMC Experience in Speciality Fertilizer Manufacture." *Proceedings of the 23rd Annual Meeting of the Fertilizer Industry Round Table*, p. 33-42, Washington, D.C.
- Davies, L. H. 1976. "Slow Release Fertilizers, Particularly Sulphur-Coated Urea." *Proceedings of the Fertiliser Society* (London), No. 153.
- Powell, R. 1968. *Controlled Release Fertilizers*, Noyes Development Corporation, Park Ridge, New Jersey.
- Young, R. D. 1974. *TVA's Development of Sulfur-Coated Urea*, TVA Bulletin Y-79, Tennessee Valley Authority, Muscle Shoals, Alabama.
- Shirley, A. R. and R. S. Meline. 1975. "Sulfur Coated Urea from a 1-ton-per-hour Pilot Plant," in *Advances in Chemistry Series* 146:33-54.
- Allen, S. E., D. M. Hunt, and G. L. Terman. 1971. "Nitrogen Release Rate from Sulfur-Coated Urea as Affected by Coating Weight, Placement, and Temperature." *Agronomy Journal*, 63(4):529-533.
- Lee, Chah-Ching. 1973. "An Observation of the Effect of Locally Produced Sulfur Coated Urea Used for Paddy." In Chinese with English Summary, The Taiwan Fertilizer Company, Taipei, Taiwan.
- Huffman, E. O., A. R. Shirley, G. M. Blouin, and B. P. Dana. 1975. "Experience of TVA with Sulfur-Coated Urea and Other Controlled-Release Fertilizers." TVA Circular Z-59, Tennessee Valley Authority, Muscle Shoals, Alabama.
- Engelstad, O. P. 1968. "Agronomic Evaluation of Potassium Polyphosphate and Potassium Calcium Pyrophosphates as Source of Potassium." in *The Role of Potassium in Agriculture*, V. J. Kilmer, S. E. Younts, and N. C. Brady, Eds., American Society of Agronomy, Madison, Wisconsin.

XXII. Propiedades físicas y químicas de los fertilizantes y métodos para su determinación

A. Introducción

La forma física en que se produce un fertilizante tiene considerable importancia tanto agrónomicamente como en lo que respecta a una manutención, transporte, almacenamiento y, finalmente, aplicación satisfactorios. Es probable que la mayor parte de los problemas con que se tropieza en relación con los fertilizantes se deban a deficiencias en cuanto a propiedades físicas: entre los problemas más frecuentes figuran el apelmazamiento, la polvorosidad, la falta de fluencia, la segregación y el exceso de higroscopicidad. La aceptación o preferencia por parte de los clientes de un fertilizante determinado en relación con otro de igual contenido en bioelementos para las plantas se basa casi siempre en las propiedades físicas del producto. El buen estado físico, que es cosa relativamente fácil de evaluar por el cliente mediante simple observación, le asegura a éste que la aplicación al campo resultará más fácil, más rápida, más uniforme y menos costosa. Además, en las diversas etapas de manutención, transporte y almacenamiento que suelen intercalarse entre la producción y el uso final de los fertilizantes es esencial que las propiedades físicas sean tales que el material se mantenga en condiciones de fluir con facilidad (sin apelmazarse), que esté relativamente exento de polvo y que resista relativamente bien la exposición a la humedad atmosférica normal. Muchas técnicas de producción, incluyendo diversos tratamientos de "acondicionamiento" físico, se han desarrollado especialmente con el fin de proporcionar propiedades físicas favorables.

A diferencia de la composición química, las propiedades físicas de los fertilizantes no suelen regirse en el comercio por ley alguna. El estado físico suele ser asunto de acuerdo privado entre el comprador y el abastecedor nada más. Como resultado de ello, hay pocos métodos "oficiales" de medir y evaluar las propiedades físicas. Diversos productores tienden a adoptar o a desarrollar métodos que les parezcan ser los más adecuados a sus respectivas necesidades particulares. Con todo, algunas organizaciones de investigación de patrono gubernamentales —tales como el Ministerio de Agricultura y la Tennessee Valley Authority de

los Estados Unidos— han elaborado y publicado procedimientos destinados a su aplicación general en relación con un amplio campo de fertilizantes; en el presente capítulo se hará referencia a tales procedimientos. Además el Comité Técnico 134/SC3 de la Organización Internacional de Normalización se ocupa activamente de establecer métodos estándar internacionales para la medición de diversas propiedades físicas de los fertilizantes [1].

En el presente capítulo se examinan brevemente los efectos y la importancia de diversas propiedades físicas pertinentes de los fertilizantes y se describen algunos de los métodos que se han utilizado y comunicado para la medición de esas propiedades. Algunas de las propiedades químicas que afectan a la reacción de los fertilizantes en el suelo se discuten también en este capítulo. Se dan numerosas referencias bibliográficas remitiéndose a las cuales pueden obtenerse detalles de procedimientos de ensayo.

B. Tamaño de partícula

La medición del tamaño de partícula constituye un ensayo físico importante que se aplica sistemáticamente a los materiales fertilizantes casi con la misma frecuencia que el análisis químico; casi todos los productores están equipados para controlar con regularidad el tamaño de partícula. La importancia de controlar el tamaño de partícula varía según el tipo de producto, el método de manutención que se piense aplicar y el uso final del fertilizante. Se exponen a continuación algunas de las razones que justifican la regulación del tamaño de partícula.

1. Influencia sobre la respuesta agronómica

Los materiales fertilizantes de muy baja hidrosolubilidad han de molerse generalmente hasta un tamaño de partícula pequeño para que se disuelvan en el suelo, y sean utilizados por las plantas, con suficiente rapidez. Por ejemplo, la eficacia de las fosforitas en bruto suele aumentar

con el molido fino hasta llegar a un diámetro de partícula de unos 0,15 mm; por debajo de ese valor, ya no se aprecian claras ventajas [2]. Otros materiales de baja solubilidad que requieren un molido relativamente fino son las escorias básicas, la caliza, la dolomía, el fosfato dicálcico y los fosfatos fundidos tales como los fosfatos cálcico-magnésicos, la fosforita defluorada, y los metafosfatos cálcicos. Asimismo, las fuentes de micronutrientes o de nutrientes secundarios de baja solubilidad, tales como el azufre, los óxidos metálicos y las fritas requieren molido fino.

Ocurre con frecuencia que el molido fino que estos materiales requieren se traduce en una polvorosidad indeseable y otras dificultades de manutención. Por lo tanto, cierta labor de investigación y desarrollo se ha orientado hacia la regranulación de los materiales pulverizados, especialmente la fosforita, con aglomerantes solubles para producir gránulos que se manipulen bien y que luego reviertan a su forma pulverulenta en los suelos húmedos [2, 3, 4]. Los gránulos de fosforita de tamaño relativamente pequeño (0,1-0,3 mm), designados a veces con el nombre de "mini-gránulos", han resultado ser más efectivos que gránulos mayores en esta aplicación, en algunos ensayos [5, 6]. Entre los métodos utilizados para combatir el polvo distintos de la granulación figura el consistente en rociar ligeramente los materiales pulverizados con aceite combustible, agua o formulaciones de aminas. En el caso de los fosfatos nítricos granulares, que suelen contener fosfato en forma no hidrosoluble —como fosfato dicálcico o apatito— el tamaño de los cristales de estos materiales suele ser muy pequeño, y hay en el gránulo las sales hidrosolubles suficientes para asegurar la desintegración del gránulo en el suelo húmedo, con el consiguiente aumento del contacto suelo-fosfato. Ahora bien, en estos productos se ha considerado deseable contar con una proporción razonable de fósforo en forma hidrosoluble para garantizar la pronta respuesta de los cultivos [7, 8, 9].

Por lo general, la regulación del tamaño de partícula de los fertilizantes hidrosolubles suele hacerse por motivos distintos de los agronómicos, como se explica más adelante. Sin embargo, parece ser que también hay ventajas de orden agronómico. Por ejemplo, se ha hallado que en la aplicación de fosfatos hidrosolubles, tales como superfosfatos y fosfatos amónicos, especialmente a suelos ácidos de gran capacidad de fijación de los fosfatos, la elevación del tamaño de partícula del fertilizante, en el campo de tamaño que llega hasta unos 5 mm de diámetro, puede incrementar la respuesta de los cultivos en la fase inicial del crecimiento [7, 10].

Otra aplicación del control del tamaño de partícula que puede tener utilización para la

mejora de las propiedades agronómicas es la que se da en relación con algunos fertilizantes nitrogenados ligeramente solubles y de aporte lento, tales como la urea-formaldehído, la isobutildiurea, y la oxamida. Se ha visto que la velocidad de disolución, y por lo tanto la velocidad de asimilación del nitrógeno que contienen estos materiales, depende del tamaño de partícula; cuanto mayores son las partículas, más lenta es la difusión de los bioelementos.

2. *Influencia sobre las propiedades de almacenamiento y manutención*

La regulación del tamaño de partícula de los fertilizantes es importante para lograr propiedades de almacenamiento y manutención satisfactorias. Antes de 1950, aproximadamente, casi todos los materiales fertilizantes se producían en forma de polvos relativamente finos o de pequeños cristales. El resultado era que los fertilizantes solían ser muy polvorientos para la manutención y que tendían mucho a apelmazarse en tortas duras durante su almacenamiento en pilas o en sacos. Por lo general, se requería un aporte considerable de mano de obra para romper los terrones y dejar los productos en buenas condiciones para su aplicación en el campo. Con el rápido crecimiento de la granulación en los años subsiguientes a 1950, mejoraron mucho las propiedades de almacenamiento y manutención. Paralelamente a este crecimiento de la granulación se produjeron las mejoras del equipo de aplicación, que aprovechaba las propiedades de mejor fluencia y ausencia de apelmazamiento de los productos granulares. Pronto aumentó en forma abrumadora la demanda de los agricultores de productos granulares y de equipo de aplicación perfeccionado. En los Estados Unidos, el campo de tamaños nominales de partícula generalmente aceptados para los materiales granulares pasó a ser el comprendido entre 1,00 y 3,35 mm, que corresponde a un material que pasa el tamiz U.S. Standard No. 6 pero queda retenido por el del No. 18. De todos modos, en los Estados Unidos no existen reglamentos estatales o federales que especifiquen el tamaño permisible o las tolerancias de tamaño de los productos granulares; el control queda al arbitrio de los productores individuales. La Agencia de Desarrollo Internacional, USAID, organización estadounidense, suele especificar, al comprar fertilizantes granulares para sus programas de ayuda, que un 90%, por lo menos, ha de quedar comprendido en el campo de tamaños de 1,000-3,35 mm (tamices U.S. Standard Nos. 6 a 18); que no debe haber ningún material mayor de 4,75 mm (tamiz U.S. Standard del No. 4); ni más de un 2% de material de menos de 0,6 mm (tamiz U.S. Standard del No. 30) [11]. En los

países europeos y en el Japón, los fertilizantes granulares suelen producirse con tamaños de partícula algo mayores; entre los tamaños declarados suelen predominar los que están en el campo de 2.0-4.0 mm de diámetro (entre tamices U.S. Standard Nos. 5 y 10) [12, 13, 14, 15, 16].

A ser posible, los fertilizantes no deben contener partículas tan pequeñas que generen polvo transportado por el aire durante su manutención. Hay que impedirlo para que el fertilizante resulte aceptable para el agricultor y también para evitar condiciones de trabajo desagradables o insalubres en zonas tales como las instalaciones de mezcla a granel o las destinadas a operaciones de manutención en grandes cantidades. Una causa frecuente de polvorosidad en los fertilizantes granulares es la mala adherencia de los acondicionadores pulverulentos (recubrimientos). Los métodos de ensayo para la determinación de la polvorosidad debida a esta causa se describirán en un apartado subsiguiente del presente capítulo. El método puede adaptarse a la medición de la polvorosidad resultante de cualquier otra causa, como es el desgaste superficial durante la manutención.

Se ha comprobado que, para la aplicación aérea en bosques, conviene utilizar gránulos especialmente grandes (>4 mm, aprox.), pues con ello se minimiza el arrastre por el viento y se reduce la proporción de gránulos retenidos por las ramas de los árboles. En varios países hay producción, comercial o en escala experimental, de urea o de nitrato amónico de "calidad forestal" en tamaños grandes con vistas a esa aplicación.

3. Influencia de las propiedades de mezcla

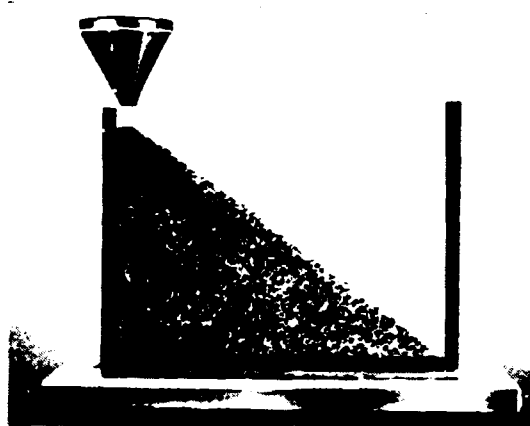
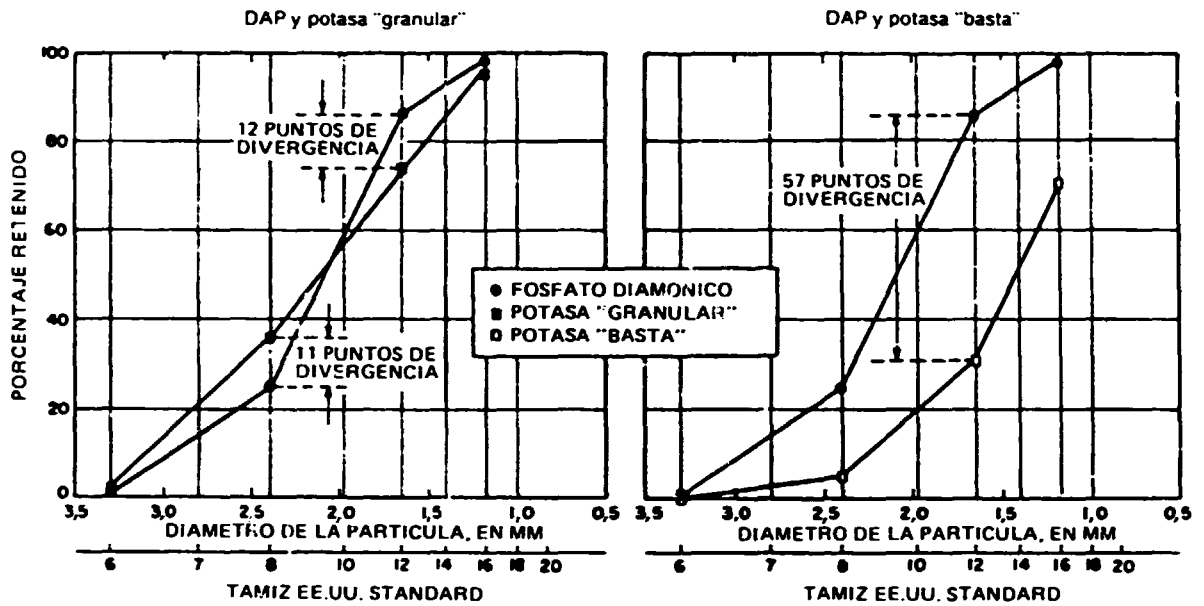
Desde el advenimiento (en 1958, aproximadamente) de la mezcla a granel como sistema importante para mezclar y distribuir los fertilizantes granulares, la regulación del tamaño de partícula ha cobrado una importancia adicional como método para reducir la tendencia de las mezclas a la segregación. La práctica de la mezcla a granel se describe en la publicación de la ONUDI Monografía No. 8 (Serie "Industria de fertilizantes", ID/SER.F/8) titulada "Planta de mezcla a granel y ensacado de fertilizantes" y, con menos detalle, en el capítulo XIX. Al principio, en algunas de las operaciones de mezcla, los materiales se mezclaban sin tener en cuenta la igualación de los tamaños de partícula, con el resultado de que las mezclas eran muy susceptibles de segregación (desmezclado) durante la manutención subsiguiente. En posteriores estudios de la TVA y de otros autores se ha identificado la igualación del tamaño de partícula de los ingredientes de la mezcla como el factor más importante, con mucho, para producir una mezcla que

sea resistente a la segregación [17, 18, 19, 20, 21]. La influencia de las disparidades en cuanto a otras propiedades físicas, en particular la densidad y la forma de la partícula, era insignificante en comparación con la que tiene el hecho de que no sea pareja la granulometría de las partículas.

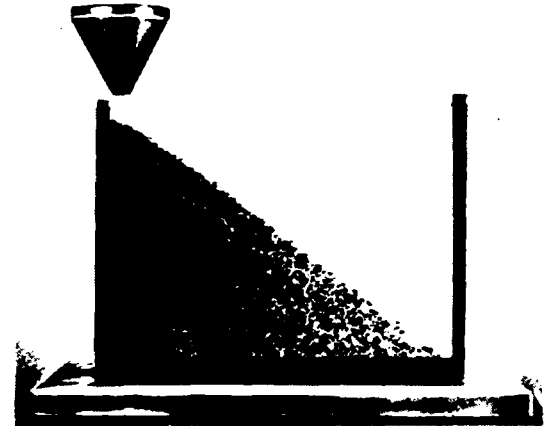
El campo general de tamaños comprendido entre los 1.00 y los 3.35 mm (entre tamices U.S. Standard Nos. 6 y 18) que definen al fertilizante granular en los Estados Unidos no es suficientemente restrictivo para asegurar que el material destinado a la mezcla a granel tenga una granulometría pareja. Se ha comprobado que los materiales destinados a mezcla deben ser homogéneos no sólo en cuanto a sus límites inferior y superior de tamaño sino que deben ser bastante homogéneos en lo que respecta a la distribución de los tamaños de partícula dentro de esos límites [17, 19]. Se ha sugerido como criterio eficaz para determinar esta cuestión la concordancia de las curvas de distribución de tamaños con una diferencia no mayor de 10 puntos porcentuales [18]. Los resultados de que se cumpla o no este criterio se pueden apreciar en la figura 1. En los ensayos que la figura representa, se utilizó fosfato diamónico granular con distribución típica por tamaño de partícula en dos mezclas a granel, una de ellas con una potasa (de calidad "granular") de distribución de tamaños de partícula muy similar (12 puntos porcentuales de divergencia máxima de las curvas de distribución de tamaños) y otra con una potasa mucha más fina (calidad "basta": 57 puntos porcentuales de divergencia). Se apiló cada uno de estos materiales de mezcla formando una pila inclinada en una pequeña caja de plástico transparente (véase más adelante el apartado correspondiente a los ensayos de segregación). Basta observar la figura para advertir que durante la operación de apilamiento se produjo seria segregación en el material con partículas de tamaños desiguales mientras que apenas hubo segregación en el material de granulometría homogénea.

A pesar de la importancia que la igualación del tamaño de partícula tiene para los industriales que producen mezclas a granel, en los Estados Unidos no hay leyes, ni se han publicado normas, sobre el tamaño de partícula de los materiales que suministran esos industriales. Como resultado de esto, se observan amplias diferencias entre distintos tipos de materiales y entre partidas del mismo material suministradas por distintos fabricantes; esto no obstante, los productores importantes de materiales destinados a la mezcla a granel se han dado cuenta del problema y, en general, han procurado suministrar materiales razonablemente homogéneos. En 1973 se hizo un estudio de la situación en cuanto al tamaño de partícula de los materiales destinados a la mezcla a granel que se producían en los Estados Unidos,

Figura 1. La homogeneidad en cuanto al tamaño de partícula reduce la tendencia a la segregación de los fertilizantes para mezcla a granel [18]



DAP - KCl "granular"



DAP - KCl "basta"

los datos referentes al tamaño de partícula medio dimanados de ese estudio se dan en el cuadro 1 [22]. Estos datos mostraron que había una relación de igualdad bastante estrecha en cuanto a la distribución media por tamaño de partícula del fosfato diamónico y del cloruro potásico granular, que son dos ingredientes importantes de la mayoría de las mezclas a granel. El resultado fue que algunos, o quizá bastantes, productores consideraran desde entonces que los análisis indicados para estos materiales en el cuadro 1 son los que se deben tratar de lograr como tamaños "ideales" para todos los materiales destinados a la mezcla a granel en los Estados Unidos. Los datos del cuadro muestran que los tamaños del superfosfato

triple y de una de las ureas granulares no variaron gran cosa respecto de ese criterio, pero que las divergencias fueron excesivas en los casos del cloruro potásico "basta", el nitrato amónico granulado en perdigones, y la urea granulada en perdigones. Desde el estudio de 1973, cada vez cunde más entre los industriales mezcladores el concepto de que la calidad basta de cloruro potásico es demasiado pequeña para las mezclas. Además, ha habido muchos casos de sustitución de la urea granulada en perdigones por urea granular de mayor tamaño y algunos casos de sustitución de nitrato amónico granulado en perdigones por nitrato amónico en formas granulares.

CUADRO I. VALORES MEDIOS DE LA DISTRIBUCIÓN POR TAMAÑO DE PARTICULA DE LOS FERTILIZANTES GRANULARES DE ALGUNOS PRODUCTORES IMPORTANTES DE LOS ESTADOS UNIDOS EN 1973

Producto	Calidad típica (N-P ₂ O ₅ -K ₂ O)	Número de suministradores representados ^a	Porcentaje acumulativo retenido en el tamiz U.S. Standard indicado ^b				
			6	8	12	18	20
Fosfato diamónico	18-46-0	9	<1	36	86	99	100
Cloruro potásico							
"Granular"	0-0-60	13	5	37	78	95	98
"Basto"	0-0-60	14	—	6	31	73	94
Superfosfato triple	0-46-0	6	1	20	81	97	100
Nitrato amónico (perdigones)	34-0-0	8	—	10	74	97	100
Urea ^b							
Perdigones ^c	46-0-0	9	<1	4	48	92	100
Granular A	46-0-0	1	1	88	100	100	100
Granular B	46-0-0	1	0	30	85	98	100

^aSalvo indicación distinta, los datos correspondientes a cada fuente de suministro representan el promedio de los análisis de la producción de la planta durante un mes conforme al estudio realizado por The Fertilizer Institute [22].

^bLos datos correspondientes a la urea se obtuvieron de muestras tomadas al azar y no forman parte del estudio efectuado por The Fertilizer Institute.

^cSólo los de calidad fertilizante, no incluye los microperdigones de calidad destinada a alimentos, que son menores.

4. Procedimientos de análisis por tamizado

Normalmente, la distribución en cuanto a tamaño de partícula se mide efectuando el "análisis de tamiz" con una muestra representativa. Ahora bien, la obtención de una muestra representativa para efectuar este análisis es particularmente difícil, dada la tendencia de las partículas de tamaño distinto a separarse por segregación durante cualquier movimiento del fertilizante. Las muestras tomadas al azar de pilas de fertilizante no son representativas del tamaño medio de la pila porque durante su apilamiento se suele producir mucha segregación (véase el apartado referente a segregación). Se recomienda tomar el material de muchos puntos distintos y formar una muestra compuesta mediante procedimientos aprobados. Estas muestras compuestas deben agitarse bien (pero cuidando de minimizar el desgaste superficial) y reducirse a un tamaño adecuado (100-500 g) con ayuda de un cuarteador; como muestra para el análisis de tamiz debe utilizarse, entero, uno de los montones resultantes de la operación de cuarteo por amontonamiento. Se ha comprobado que, para evitar la segregación por tamaños durante el cuarteo, conviene aplicar un cuarteador de los de "puerta" [23].

El equipo necesario para efectuar un análisis de tamiz en una muestra de fertilizantes es el siguiente:

1. Un juego de tamices de ensayo normalizados, de tela metálica, cada uno con una abertura de malla distinta, que abarque el campo de

tamaños de partícula que se espera encontrar en la muestra. Son tamices de ensayo muy corrientes, como los representados en la figura 2, los de 8 pulgadas (203 mm) de diámetro y 2 pulgadas (50 mm) de profundidad. Se suelen preferir los de acero inoxidable, que resisten mejor la acción corrosiva de los fertilizantes. Los tamices están contruidos de forma tal que se pueden apilar unos sobre otros disponiendo en la parte superior los de mayor luz entre mallas; debajo del tamiz inferior (es decir, del más tupido) suele disponerse una plancha o bandeja maciza; y una tapa maciza cubre el tamiz situado en lo más alto de la pila (es decir, el de malla de mayor luz).

2. Un dispositivo para granular la pila de tamices. Es muy conveniente utilizar un vibrador mecánico (hay muchos modelos en el comercio). También se venden zarandeadores manuales. A falta de vibrador, se puede zarandear la pila a mano por los lados y golpear vivamente con ella la parte superior de una masa para que se efectúe el cribado. Este sistema manual, además de que lleva mucho tiempo, tiene la desventaja, que importa sobre todo en el campo de los productos más finos, de que es menos reproducible.
3. Una balanza para pesar la muestra y las proporciones de cada tamaño que de la misma se forman como resultado del ensayo de tamizado. La balanza ha de servir para muestras de hasta 500,0 g de peso, aproxi-

Figura 2. Juego de tamices de ensayo utilizado para determinar la distribución por tamaño de partícula de los fertilizantes



madamente, y alcanzar una precisión no menor de una décima de gramo, para trabajos corrientes.

El tamaño de la muestra recomendable para ensayar con tamices de 8 pulgadas de diámetro varía según el campo de tamaños del material. Para material comprendido en el campo de tamaños de los fertilizantes granulares, una muestra de 200-500 g es satisfactoria. Para materiales más finos, como la fosforita, se estima que con muestras más pequeñas (100 g) se obtienen resultados más reproducibles [24]. Se coloca sobre el tamiz superior la muestra y se inicia la vibración. Cinco minutos suelen ser suficientes en un vibrador mecánico, pero el ensayo puede prolongarse si existen dudas. Durante la vibración, cada una de las partículas de la muestra gravita hacia capas inferiores, pasando por las aberturas de las mallas, hasta llegar a un tamiz lo bastante fino para cerrarle el paso. Al final del periodo de vibración, se pesa por separado el material que queda sobre cada tamiz, con lo que se determina la distribución, por tamaño de partícula, correspondiente a la muestra. Normalmente, los resul-

tados se expresan en "porcentajes acumulativos" retenidos en cada tamiz. Se entiende por porcentaje acumulativo el correspondiente a todo el material de la muestra que era demasiado grande para pasar por el tamiz en cuestión, lo cual incluye, por tanto, no sólo el material retenido en el tamiz de que se trate sino también todo el material retenido en tamices más bastos, situados más arriba en la pila. Las curvas de análisis de tamizado que se dieron en la figura 1 se trazaron atendiendo a esos porcentajes acumulativos.

La selección de una serie de siete tamaños de tamiz (aberturas) que resulte apropiada para un material y para un uso determinado es importante. Se utilizan en el mundo entero varias normas para la fabricación de tamices de ensayo y para la presentación de los resultados de los análisis de tamizado. Estas normas varían ligeramente en cuanto a los tamaños de abertura disponibles, los tamaños de los alambres utilizados y algunos detalles de poca monta. En el cuadro 2 se comparan las series normalizadas U.S. Standard y Tyler, así como las canadienses, británicas, francesas, alemanas, italianas y de la URSS. La Organización Internacional de Normalización, con miras a la unificación de normas, ha recomendado tres series básicas de tamices a las que ha dado las designaciones R-10, R-20 y R-40, y ha sugerido que se dé preferencia a la serie R-10, en la cual las aberturas del tamiz aumentan en la proporción de la raíz décima de 10 [25]. Los tamices de los sistemas francés, alemán, italiano y de la URSS indicados en el cuadro 2 corresponden a esa serie. Las series R-20 y R-40 se basan en progresiones conforme a las raíces vigésima y cuadragésima de 10, respectivamente; así pues, estas series incluyen dos y cuatro veces, respectivamente, el número de tamices incluidos en la serie R-10. Los tamices de la serie U.S. Standard (cuadro 2) corresponden a un tamiz de cada tres de los de la serie R-40. Los números de tamiz indicados en el resto del presente capítulo corresponden a la serie U.S. Standard.

Al seleccionar los tamaños de tamiz a emplear en un ensayo hay que incluir un número suficiente de tamices en el campo de tamaños apropiado, de modo tal que ningún tamiz se recargue con una proporción excesiva (más de la mitad) del total de la muestra. Para el ensayo de fertilizantes granulares, se sugiere la serie de tamices U.S. Standard de los números 4, 6, 8, 10, 14, 18 y 30, o el equivalente aproximado en otras series de tamices. Cuando el material se destina a la mezcla a granel, la inclusión del tamiz de 8 mallas (2.38 mm) es particularmente importante para determinar el grado de igualación en tamaño con otros materiales.

CUADRO 2. SERIES NORMALIZADAS DE TAMICES DE ENSAYO DE DIVERSOS PAISES

Estados Unidos y Canadá ^a										
Serie U.S. Standard ^b		Serie Tyler ^c		Francia ^d		Inglaterra ^e		Alemania ^f	Italia ^g	URSS ^h
Abertura mm	Número de tamiz	Abertura mm	Número de tamiz	Abertura mm	Número de tamiz	Abertura mm	Número de tamiz	Abertura mm	Abertura mm	Abertura mm
7.925	5/16 pulg.	7.925	2.5	—	—	—	—	8.0	—	—
6.731	0.265 pulg.	6.680	3	—	—	—	—	6.3	—	—
5.664	3.5	5.613	3.5	—	—	—	—	—	—	—
4.750	4	4.699	4	5.00	38	—	—	5.0	—	—
3.987	5	3.962	5	4.00	37	—	—	4.0	4.0	—
3.353	6	3.327	6	—	—	3.353	5	—	3.35	—
—	—	—	—	3.15	36	—	—	3.15	3.15	—
2.819	7	2.744	7	—	—	2.812	6	—	2.8	—
—	—	—	—	2.50	35	—	—	2.5	2.5	2.5
2.380	8	2.362	8	—	—	2.411	7	—	2.33	—
1.999	10	1.981	9	2.00	34	2.057	8	2.0	2.0	2.0
1.679	12	1.651	10	—	—	1.676	10	—	1.7	—
—	—	—	—	1.60	33	—	—	1.6	1.6	1.6
1.410	14	1.397	12	—	—	1.405	12	—	1.4	—
—	—	—	—	1.25	32	—	—	1.25	1.25	1.25
1.191	16	1.168	14	—	—	1.204	14	—	1.18	—
1.001	18	0.991	16	1.00	31	1.003	16	1.0	1.0	1.0
0.841	20	0.833	20	—	—	0.853	18	—	0.85	0.9
—	—	—	—	0.80	30	—	—	0.800	0.80	0.8
—	—	—	—	—	—	—	—	—	0.75	—
0.706	25	0.701	24	—	—	0.699	22	—	0.71	0.7
—	—	—	—	0.63	29	—	—	0.630	0.63	0.63
0.594	30	0.589	28	—	—	0.599	25	—	0.6	0.56
0.500	35	0.495	32	0.50	28	0.500	30	0.500	0.5	0.5
0.419	40	0.417	35	—	—	0.422	36	—	0.425	0.45
—	—	—	—	0.40	27	—	—	0.400	0.4	0.4
0.353	45	0.351	42	—	—	0.353	44	—	0.355	0.355
—	—	—	—	0.315	26	—	—	0.315	0.315	0.315
0.297	50	0.295	48	—	—	0.295	52	—	0.3	0.28
0.249	60	0.246	60	0.250	25	0.251	60	0.250	0.25	0.25
0.211	70	0.208	65	—	—	0.211	72	—	0.212	0.224
—	—	—	—	0.200	24	—	—	0.200	0.2	0.2
0.178	80	0.175	80	—	—	0.178	85	—	0.18	0.18
—	—	—	—	0.160	23	—	—	0.160	0.16	0.16
0.150	100	0.147	100	—	—	0.152	100	—	0.15	0.14
0.124	120	0.124	115	0.125	22	0.124	120	0.125	0.125	0.125
0.104	140	0.104	150	—	—	0.104	150	—	0.106	0.112
—	—	—	—	0.100	21	—	—	0.100	0.1	0.1
0.089	170	0.089	170	—	—	0.089	170	0.090	0.09	0.09
—	—	—	—	0.080	20	—	—	0.080	0.08	0.08
0.074	200	0.074	200	—	—	0.076	200	0.071	0.075	0.071
0.064	230	0.061	250	0.063	19	0.064	240	0.063	0.063	0.063
—	—	—	—	—	—	—	—	0.056	—	0.056
0.053	270	0.053	270	0.050	18	0.053	300	0.050	0.05	0.050
0.043	325	0.043	325	—	—	0.044	350	0.045	—	0.045
0.038	400	0.038	400	0.040	17	—	—	0.040	0.04	0.040

^aLa serie normalizada canadiense corresponde a la serie U.S. Standard.^bAmerican Society for Testing Materials, Specification E-11-70.^cW. S. Tyler, Inc., Mentor (Ohio, E.E.U.U.).^dNorma francesa AFNOR NF-X11-501.^eBritish Standards Institutes, London BS-410-62.^fNorma alemana DIN 4188.^gNorma italiana UNI-2332.^hNorma COST 3684-63.ⁱLos tamices de las series alemana, italiana y de la URSS sólo se especifican refiriéndose a la abertura, en mm

Para el análisis de tamizado de materiales insolubles y sumamente finos, como la fosforita molida, es corriente efectuar el llamado "análisis por tamizado en húmedo". En este procedimiento no se aplica el zarandeo, sino que se hace pasar la muestra por los tamices impulsándola con un chorro de agua [24, 26]. Después de un lavado concienzudo por este procedimiento, el material que queda en los tamices se seca y se pesa.

Existen diversas publicaciones donde se da más información general sobre los procedimientos aplicables para efectuar análisis de tamizado [24, 26, 27].

C. Propiedades de segregación

La manutención a granel de un fertilizante puede provocar falta de uniformidad de la composición en el conjunto del material manipulado; este fenómeno se designa con el nombre de "segregación". La segregación es indeseable porque la falta de uniformidad resultante puede afectar a la respuesta agronómica y hacer imposible obtener muestras correctas y cumplir las garantías de análisis [17, 18]. Por consiguiente, una propiedad física deseable de un fertilizante es la capacidad de resistir a la segregación durante la manutención.

Se produce segregación cuando los diversos gránulos o las partículas de un fertilizante difieren en cuanto a propiedades físicas hasta el extremo de que responden de forma distinta a las perturbaciones mecánicas ocasionadas por los procesos de manutención. Durante estas perturbaciones, las partículas de propiedades físicas similares tienden a congregarse; por consiguiente, se destruye la homogeneidad de la mezcla de partículas. Si todas las partículas de un fertilizante fuesen físicamente idénticas, por mucho que sufriera el material durante la manutención no perdería homogeneidad. Numerosos ensayos han demostrado que la característica física de una partícula de fertilizante que más afecta a su tendencia a la segregación es el tamaño de partícula; las partículas de distinto tamaño tienden a segregarse durante la manutención [17, 19, 20, 21, 28]. Ni la densidad ni la forma de las partículas, dentro de los campos normalmente hallados en los fertilizantes, afectan de modo tan importante a la tendencia a la segregación [17, 19].

Si todas las partículas de un fertilizante fuesen de idéntica composición química pero distinto tamaño, la manutención provocaría segregación física, pero no afectaría a la uniformidad química. En gran parte, ésta es la situación que se da en los fertilizantes compuestos bien granulados; por consiguiente, en este tipo de fertilizante la segregación no suele constituir un problema grave. Ahora bien, de vez en cuando la granulación es tan imperfecta que las partículas pequeñas difieren

de las mayores en cuanto a composición, o bien se da el caso de que algunos materiales de alimentación no se incorporan al proceso de granulación. En estas circunstancias, la segregación física que se produce durante la manutención se puede traducir también en una variación significativa en cuanto a composición, incluso en los fertilizantes compuestos granulares [29]. Las soluciones a este problema son: *a)* mejor granulación, *b)* cribado para reducir el campo de tamaños de las partículas, o *c)* empleo de procedimientos de manutención especiales que originen menos segregación (aspecto que se examina más adelante).

La segregación constituye un problema importante para la manutención de los fertilizantes mezclados a granel. Por definición, este tipo de fertilizante contiene partículas de por lo menos dos ingredientes con composiciones claramente distintas; así pues, cualquier segregación mecánica de los dos ingredientes se traducirá en una variación química significativa. De todas maneras, la segregación de los ingredientes se puede minimizar, como se ha examinado ya en un apartado anterior, igualando las distribuciones, por tamaño de partícula, de los ingredientes. Un criterio práctico, que se menciona en ese apartado, es que las curvas de distribución por tamaño de partícula de los ingredientes no difieran en más o en menos de 10 puntos de porcentaje [18]. También interesa señalar que las mezclas de partículas relativamente pequeñas, como son las de ingredientes no granulares, tienen menor tendencia a la segregación y son menos sensibles a la igualación del tamaño de partícula que las mezclas granulares [20]; sin embargo, las mezclas no granulares tienen las desventajas típicas de los fertilizantes no granulares, que incluyen la mayor polvorosidad, la mayor tendencia al apelmazamiento y peores propiedades de fluencia.

En relación con la manutención de fertilizantes se reconocen tres tipos distintos de segregación. A continuación se discuten los tres, y se esbozan métodos para determinar la susceptibilidad de un fertilizante a cada uno de ellos. Los tres se deben principalmente a las diferencias existentes en la mezcla de fertilizantes en cuanto al tamaño de partícula.

1. Segregación debida a la vibración

Durante su transporte en camiones, por ferrocarril, o por otros medios, los fertilizantes están sujetos a fenómenos de vibración. Con todo, diversos estudios han mostrado que esa vibración no es causa significativa de segregación en la mayoría de los fertilizantes, incluidas las mezclas corrientes a granel. La segregación debida a la vibración cobra importancia sólo cuando las diferencias de tamaño entre los ingredientes de la

mezcla son extremas, hasta el punto de que las partículas de uno de los ingredientes son lo bastante pequeñas para "escurrirse" hacia abajo entre los huecos que dejan las partículas de otro ingrediente de mayor tamaño. En algunos ensayos, confirmados también en trabajos no publicados de la TVA, se ha advertido que incluso en una mezcla de partículas con tamaños de 2.36 a 3.35 mm (entre tamices U.S. Standard 6 y 8) con otro material de tamaño comprendido entre 1.00 y 1.18 mm (tamices U.S. Standard 16 y 18) no hubo segregación ni siquiera como resultado de vibraciones fuertes [30]. En cambio, la segregación fue significativa cuando el tamaño del material más pequeño se redujo a 0.300 mm o a un tamaño aún menor (retenido en tamiz U.S. Standard No. 50). Normalmente, no se encuentran diferencias de tamaño de esta magnitud en la mezclas de ingredientes granulares, pero podrían darse si se incorpora un micronutriente no granular a cualquier otro ingrediente no granular a una mezcla a granel de material de tamaño granular; la segregación debida a la vibración, así como a otras causas, es de esperar en tales casos. Otros estudios han mostrado que la vibración de mezclas a granel de material granular corriente durante un viaje de 30 millas (48 km) en camión no ocasionó segregación en el caso de la mayoría de las mezclas ensayadas [31].

Un ensayo de laboratorio utilizado para medir la segregación ocasionada por la vibración consiste en disponer una muestra de la mezcla de fertilizante en una bureta vertical de vidrio (de 100 ml), hacer vibrar la bureta con un vibrador mecánico y observar la segregación [30]. Luego se puede hacer el análisis cuantitativo de las fracciones superior e inferior para determinar la magnitud de la segregación. En un trabajo no publicado de la TVA, se seguía un procedimiento similar utilizando una pequeña tolva de plástico llena de mezcla.

2. Segregación debida a la fluencia (conificación)

El tipo de segregación que más frecuentemente se observa en la manutención de fertilizantes es la segregación ocasionada por el hecho de que el material fluye sobre sí mismo, por el fenómeno que se designa con frecuencia como "segregación por 'conificación'", dado que el almacenamiento en montones conformes es el que ofrece la máxima oportunidad para que se produzca este tipo de segregación cuando el material vertido sobre la cúspide del montón baja resbalando sobre la superficie de la pila. Al fluir así el material, se produce segregación, pues las partículas de fertilizante más pequeñas tienden a quedarse rezagadas y a acabar deteniéndose, ya que les afecta más el efecto de fricción de la

superficie de la pila, mientras que las partículas mayores continúan su descenso por la superficie de la pila y llegan más abajo antes de detenerse. El resultado es una pila de material clasificada por tamaños (segregada) (véase la figura 1).

Una buena manera de determinar cualitativamente la tendencia a la segregación por conificación de una mezcla fertilizante consiste en usar una caja transparente como la representada en la figura 3 [32]. Un tamaño conveniente es el de 14 x 10 x 1 pulgadas (aprox.: 35 x 25 x 2.5 cm). Utilizando un embudo, se vierte una mezcla de la muestra en la caja, por uno de sus extremos, como puede apreciarse en la figura, y se observa visualmente el grado de segregación. Este método resulta especialmente eficaz cuando los ingredientes de la mezcla son de muy distinto color; con fines de demostración, se pueden utilizar ingredientes artificialmente coloreados.

Hoffmeister y sus colaboradores [17, 19] han descrito un aparato para la determinación cuantitativa de la tendencia a la segregación de un fertilizante durante este proceso de "conificación". En la figura 4 se representa esquemáticamente el aparato en cuestión. Se trata de una caja estrecha, de 10 pulgadas de alto y 14 de largo con un espaciamiento de una pulgada entre las placas delantera y trasera. La placa delantera es de vidrio y puede quitarse. La de detrás es de aluminio y lleva unos alojamientos destinados a recibir ocho laminillas de aluminio. Al hacer funcionar el aparato se forma una sección de una pila o montón cónico vertiendo la mezcla de fertilizante con un embudo en uno de los extremos de la caja. Luego se insertan las laminillas en las muescas de alojamiento para dividir el montón en

Figura 3. Caja transparente para la observación visual de la segregación de mezclas de fertilizantes por "conificación" [32].

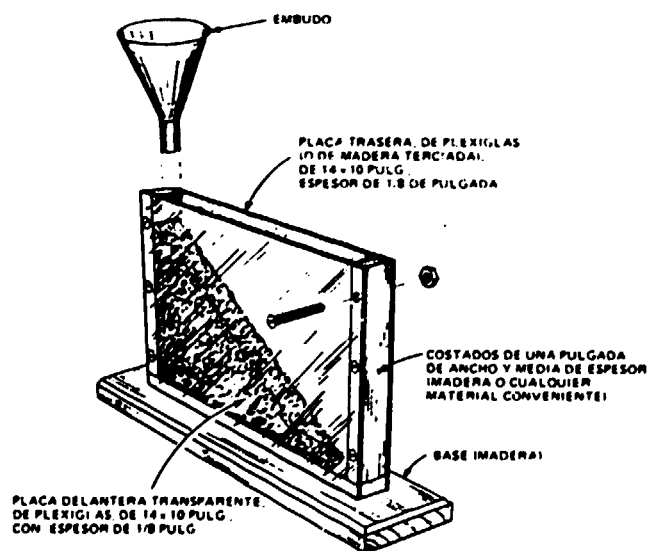
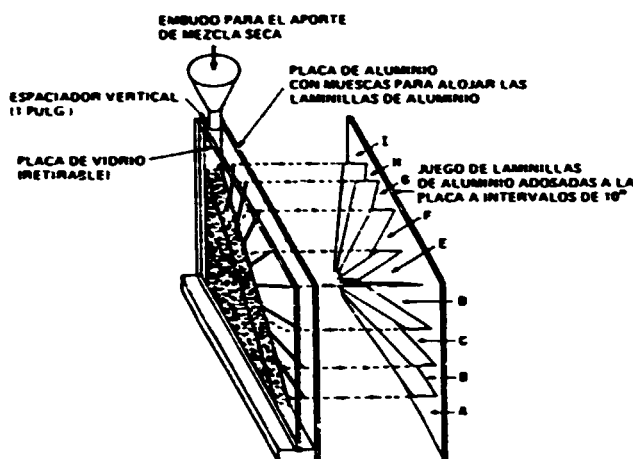


Figura 4. Aparato utilizado para la determinación cuantitativa de la tendencia del fertilizante a la segregación durante la "conificación" [17, 19].



porciones de 10 grados, como puede apreciarse en la figura. Luego se tumba el aparato, se retira la placa de vidrio y se recoge por separado cada porción para efectuar el análisis. La decisión de dividir el montón en porciones para su análisis se tomó porque se había observado que en las pilas conformes segregadas hay líneas de composición constante que arrancan de un punto de la base situado inmediatamente debajo de la cúspide (véase la figura 1).

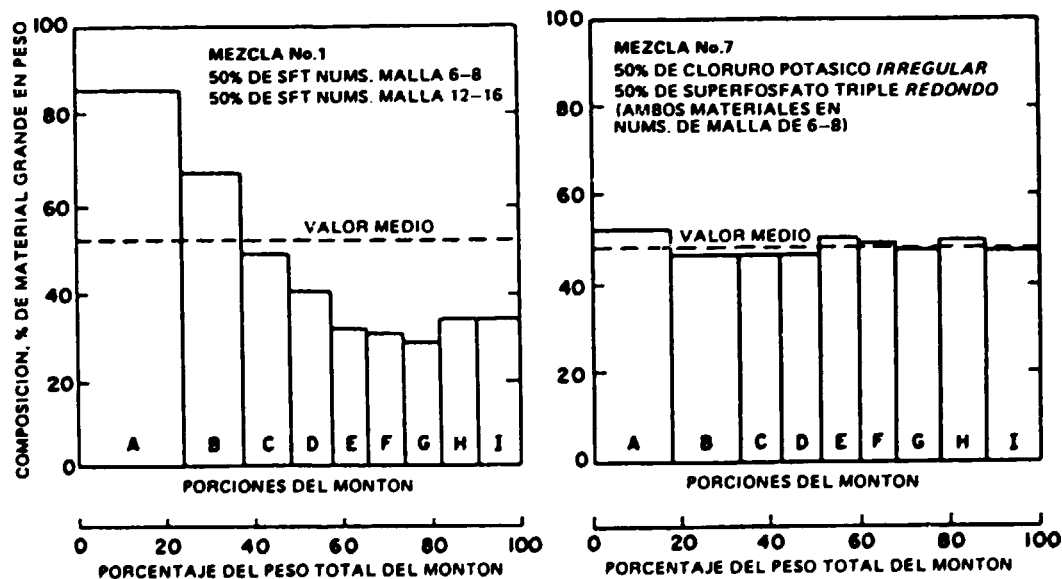
En la figura 5 se representan los datos obtenidos con el empleo del aparato de medición de la segregación ya descrito. Cuando se vertió en

la caja una mezcla de superfosfato (SFT) de números de malla 6-8 (2.4-3.3 mm), con una cantidad igual de superfosfato con números de malla de 12-16 (1.2-1.7 mm) (mezcla No. 1), se dividió en porciones, y se hizo el análisis de tamizado de las porciones, se halló un valor de segregación muy elevado, como puede apreciarse. En cambio, cuando se mezclaron y vertieron ingredientes de igual tamaño de partícula —números de malla de 6-8 (2.4-3.3 mm) (mezcla No. 7)— no se observó esencialmente ninguna segregación de ingredientes, a pesar de las diferencias de forma de los dos materiales (KCl irregular y SFT bien redondeado). En otros ensayos se advirtió que las variaciones en cuanto a densidad de las partículas dentro del campo normal en los materiales fertilizantes (1.27-2.12 g/ml) apenas afectaban a la segregación por conificación.

3. Segregación por acción balística

Cuando se lanza fertilizante al aire —como hacen, por ejemplo, los ventiladores que se utilizan para la dispersión del fertilizante a granel— las partículas de diferentes propiedades físicas siguen trayectorias diferentes, puesto que varía la influencia de la gravedad y de la resistencia del aire. El resultado es la llamada "segregación por acción balística". Para efectuar un estudio cuantitativo de este tipo de segregación hay que lanzar fertilizante con un ventilador dispersor y recoger del suelo muestras tomadas a diferentes distancias del ventilador. Estas muestras se analizan para

Figura 5. Datos cuantitativos sobre la segregación ocasionada por las diferencias en cuanto a tamaño de partícula (obtenidos con el aparato representado en la figura 4)



determinar hasta qué punto varía la composición del fertilizante con la distancia hasta el ventilador. Se han hecho ensayos disponiendo un dispersor fijo y recogiendo muestras en una serie de arquetas alargadas paralelas a la dirección normal de lanzamiento [17, 19]; y también con un dispersor móvil que pasa por una serie de cajas colectoras dispuestas perpendicularmente respecto de la dirección de lanzamiento [33, 34, 35]. Una conclusión importante de una de las series de ensayos fue que, al igual que en el caso de la segregación originada por conificación, las diferencias en cuanto al tamaño de partícula son la causa más importante de segregación balística de las mezclas de fertilizantes granulares durante su dispersión: los gránulos de mayor tamaño tienden a desplazarse más lejos del dispersor que los pequeños [17, 19]. Así pues, la igualación del tamaño de partícula de los ingredientes de la mezcla constituye una medida suficiente para minimizar tanto la segregación debida a conificación como la de origen balístico, que son las dos causas más perturbadoras de segregación de los fertilizantes. El hecho de que el tamaño de partícula del fertilizante afecte mucho más a la segregación balística que la densidad de las partículas no es sorprendente si se tiene en cuenta la influencia relativa en el peso del gránulo, y, por lo tanto, en la inercia de los gránulos en movimiento. Aumentando el diámetro del gránulo de 1,19 mm (tamiz del 16) a 3,35 mm (tamiz del 6) el peso del gránulo aumenta en más de 20 veces, mientras que el campo usual de densidades de los gránulos de fertilizantes (1,27-2,12) puede causar, a lo sumo, variaciones que no llegan al doble. La resistencia del aire, aunque en una partícula pequeña es menor, sólo se reduce, según la ley de Stokes, en proporción directa al diámetro de la partícula [36].

4. Medidas para combatir la segregación de los fertilizantes mezclados

La forma más eficaz de reducir la segregación en los fertilizantes mezclados en seco es la de utilizar sólo ingredientes que estén igualados en cuanto a distribución por tamaño de partícula [18, 37]. Como ya hemos examinado más arriba y en un apartado anterior (tamaño de partícula y su influencia sobre las propiedades de mezcla), un grado razonable de igualación en cuanto al tamaño de partícula hará que la mezcla sea resistente a la segregación por cualquiera de los tres mecanismos de segregación reconocidos: vibración, conificación y acción balística. Ahora bien, la igualación rigurosa de las mezclas suele ser imposible, debido a variaciones de los materiales disponibles. En tales casos, la segregación

sólo puede minimizarse limitando las operaciones de mantenimiento o efectuándolas con especial precaución [18, 37, 38]. La incorporación a los fertilizantes mezclados de pequeñas cantidades de micronutrientes presenta problemas de segregación especiales que se discutieron en el capítulo XX y en otros textos [28].

D. Dureza del gránulo

Los gránulos de fertilizante deben tener la estabilidad mecánica suficiente para resistir la manipulación normal sin fracturarse ni perder excesiva cantidad de capa superficial formando polvo. Los tipos de resistencia mecánica que se reconocen como deseables y se discuten más abajo son los tres siguientes: *a)* resistencia al aplastamiento; *b)* resistencia a la abrasión; *c)* resistencia al choque. Los ensayos de dureza de gránulo desarrollados y utilizados para los fertilizantes suelen medir sólo uno de estos tres tipos de resistencia; ahora bien, en la mayoría de los casos la buena resistencia a un tipo de acción mecánica constituye una indicación razonable de aceptabilidad general.

1. Resistencia al aplastamiento

Los ensayos más sencillos y más utilizados para la determinación de la resistencia de los gránulos entrañan la determinación de la resistencia al aplastamiento de gránulos individuales. El grado de refinamiento del ensayo varía desde la simple aplicación de presión con el dedo hasta el uso de máquinas de ensayo de aplastamiento calibradas. El uso del ensayo con el dedo en uno de los laboratorios se ha descrito de la forma siguiente [39]:

"El gránulo que se podía aplastar entre el pulgar y el índice se clasificaba como 'blando'. Si se podía aplastar con el índice contra una superficie dura se consideraba como de 'dureza media'. Si permanecía intacto al ser sometido a presión del índice con una superficie dura, se clasificaba como 'duro'".

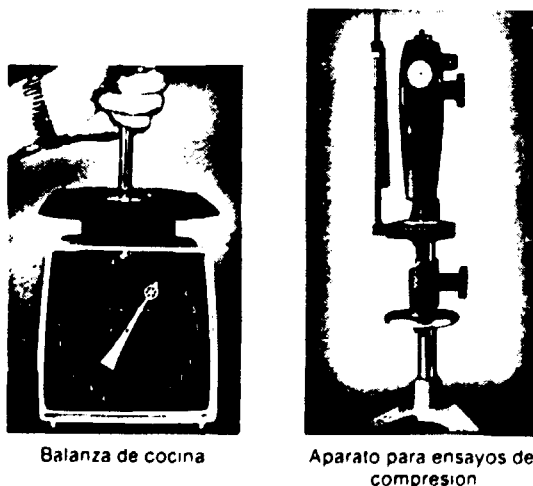
Al utilizar este método, como en todos los métodos que entrañan el ensayo de gránulos individuales, es necesario aplastar por lo menos 10, y a ser posible más, gránulos para obtener una evaluación media. Además, sólo se deben comparar gránulos de igual tamaño porque, como veremos, la resistencia al aplastamiento aumenta considerablemente con el tamaño de partícula.

Hay un método sencillo de ensayo cuantitativo para medir la resistencia de gránulos individuales al aplastamiento en el que se dispone un gránulo

sobre un vidrio plano o sobre un placa metálica, se coloca todo ello sobre el platillo de una pequeña balanza de resorte con capacidad no inferior a las 15 libras (7 kg) y se aprieta el gránulo hacia abajo hasta romperlo. En el uso que de este método hacen Hardesty y Ross [40], la presión hacia abajo se aplicaba mediante una varilla metálica de extremo plano impulsada por un engranaje de piñón y cremallera. En una versión más sencilla, de la TVA (figura 6), la presión se aplica mediante una varilla metálica de extremo plano accionada a mano [41, 42]. También se puede recurrir a diversos aparatos para ensayos de resistencia a la compresión que se encuentran en el comercio, algunos de ellos accionados a motor, que resultan convenientes cuando hay que efectuar numerosos ensayos. Uno de estos aparatos comerciales corrientes, accionable a mano, se reproduce también en la figura 6.

Se recomienda que, para efectuar cualquiera de estos ensayos, se ensayen 15-20 gránulos de igual tamaño y se saque la media de las lecturas de la balanza en el momento de la fractura. De la importancia que tiene el comparar sólo gránulos de igual tamaño da idea la figura 7. Los datos que contiene, correspondientes a superfosfatos triples, granulares, de cuatro fabricantes distintos, muestran que la resistencia al aplastamiento de cada producto aumentaba de dos a tres veces al aumentar el diámetro del gránulo de 1.5 mm (Nos. de malla 12-14) a 3.0 mm (Nos. de malla 6-7). El procedimiento estándar de la TVA es el de tamizar las muestras granulares hasta dejarlas dentro de un campo estrecho de tamaños (Nos. de malla 7-8 (2.4-2.8 mm)) antes de efectuar el ensayo de dureza [42]. En la figura 8 se dan datos corrientes de resistencia al aplastamiento para este tamaño de gránulo de varios fertilizantes

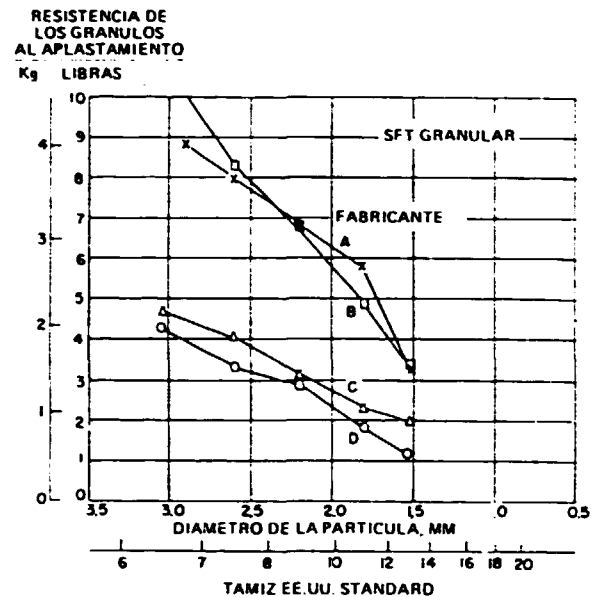
Figura 6. Dos métodos de medir la resistencia de los gránulos al aplastamiento [41, 42]



Balanza de cocina

Aparato para ensayos de compresion

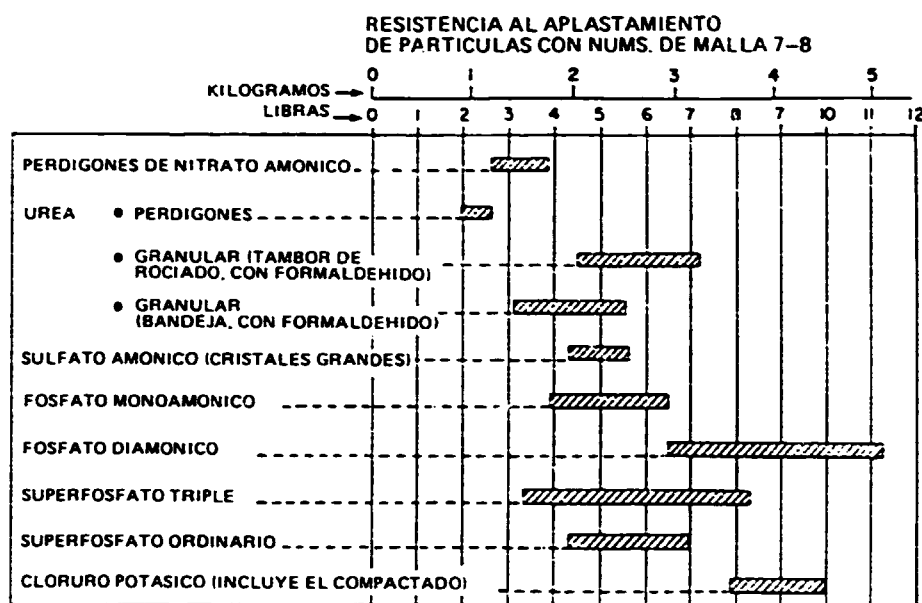
Figura 7. Influencia del tamaño de partícula de los superfosfatos triples en la resistencia de los gránulos al aplastamiento [41]



corrientes. De los materiales incluidos, los gránulos de menor resistencia fueron los de la urea granulada en perdigones; su resistencia al aplastamiento fue sólo de 2.0-2.8 libras (1.0-1.3 kg) (véase el capítulo IX, que contiene información sobre la influencia del formaldehído en la dureza de la urea granulada y de la granulada en perdigones). Este comportamiento corresponde a la conocida tendencia de los perdigones de urea a fracturarse con facilidad y a formar polvo durante la manutención. Otros datos de la figura muestran que la resistencia es mucho mayor en el caso de las ureas granuladas que contienen un aditivo de formaldehído (hasta 7.5 libras; 3.4 kg); ésta es una ventaja importante de la forma granulada de este fertilizante. En esta serie de ensayos, los gránulos más duros fueron los del fosfato diamónico, con resistencias al aplastamiento de hasta 11.5 libras (5.2 kg). La experiencia basada en estos datos y en otros similares ha evidenciado que los gránulos con resistencia al aplastamiento inferior a unas 3 libras (1.4 kg) (gránulos con números de malla 7-8) son demasiado débiles para su correcta manutención. Es muy deseable que la resistencia no baje de 5 libras (2.3 kg).

Otro método de medir la resistencia de los gránulos de fertilizante al aplastamiento, al que se hace referencia en la comunicación [39], entraña la determinación de la compresibilidad de un pequeño volumen (200 ml) del fertilizante en un cilindro de acero de 70 mm de diámetro. Por medio de una prensa hidráulica, se hace que un pistón de plexiglás ejerza presión sobre la muestra, y se determina la presión requerida para causar

Figura 8. Campo de resistencias al aplastamiento observadas en materiales fertilizantes de diversos fabricantes [41]



una compresión de 10 mm. que se toma como medida de la resistencia del gránulo. Este método resulta útil para determinar el "aguante" de los fertilizantes, es decir, las presiones máximas que pueden resistir en las pilas de almacenamiento o en los aparatos utilizados para provocar, con fines de ensayo, un apelmazamiento acelerado.

2. Resistencia a la abrasión

En la manutención de fertilizantes, la abrasión entre los gránulos puede ocasionar el desgaste de éstos y la formación de polvo. Hay varias comunicaciones en que se describen ensayos que miden la estabilidad de los fertilizantes granulares a este respecto.

En uno de los ensayos, objeto de una comunicación de la TVA, se emplea el tamborcillo rotatorio que aparece en la figura 9 [41, 42]. Se trata de un tambor rotatorio de acero inoxidable, de 7 pulgadas de diámetro y totalmente cerrado que lleva seis aletas elevadoras. Primero se tamiza el fertilizante para eliminar todo material de menos de 1.0 mm (tamiz del 18). Luego se toma una muestra pesada de 100 ml y se coloca en el tambor junto con 50 bolas de acero cuyo diámetro es de 7.9 mm (5/16 de pulgada). Se cierra luego el tambor y se lo hace rotar durante 5 minutos a una velocidad de 30 rpm. Se retira el contenido del tambor; se criba en un tamiz del 4 (4.7 mm) para eliminar las bolas y en un tamiz del 18 para determinar el porcentaje de material que se ha desgastado hasta quedar reducido a finos. Los

porcentajes de desgaste comunicados para muestras de distintos fertilizantes fueron los siguientes:

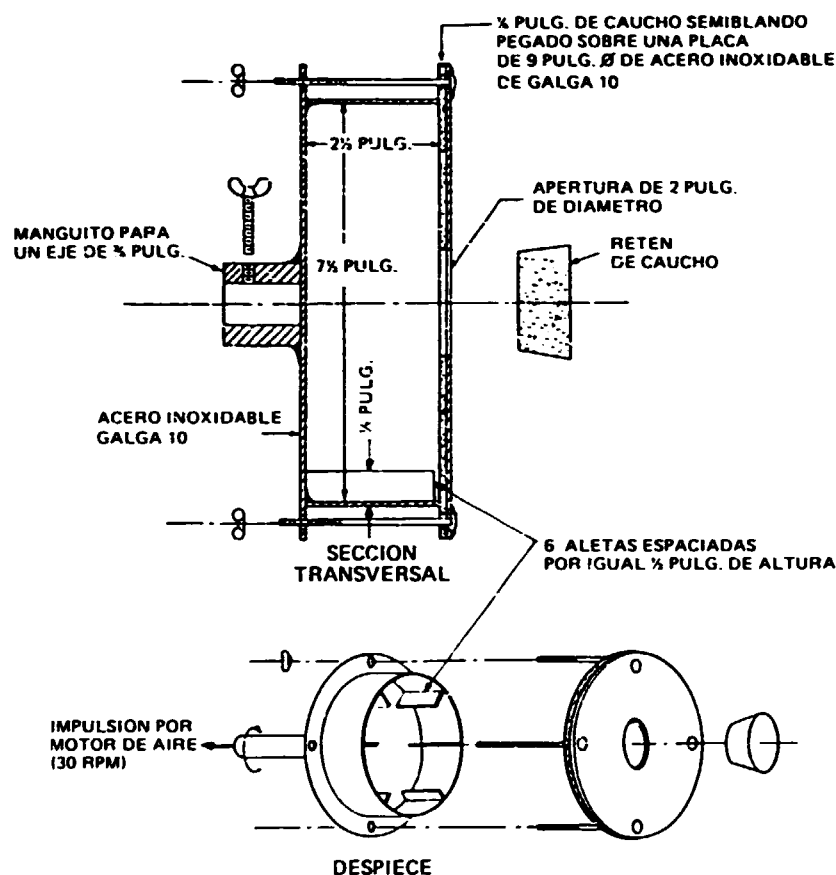
Perdigones de nitrato amónico	4.6
Urea	
Perdigones	19.7
Granular (tambor de rociado)	0.2 ^a
Granular (bandeja)	1.7 ^a
Sulfato amónico	1.1
Fosfato monoamónico	1.3
Fosfato diamónico	0.7
Superfosfato triple	0.7
Superfosfato ordinario	2.5
Cloruro potásico (compacto)	3.3

^aContiene aditivo de formaldehído

Los perdigones de urea, que tienen baja resistencia al aplastamiento considerado por partículas sueltas (figura 8) mostraron valores relativamente altos de desgaste en el ensayo de abrasión (19.7%). Las ureas granulares mostraron mucha mayor resistencia a la abrasión; el desgaste fue sólo de 0.2-1.7%. Los perdigones de nitrato amónico también mostraron considerable desgaste (un 5%, aproximadamente), mientras que los demás materiales mostraron en general escaso o moderado desgaste. El cloruro potásico compactado, a pesar de ser uno de los materiales más duros en los ensayos de resistencia al aplastamiento (figura 8), mostró un desgaste del 3.3% en el de abrasión, debido probablemente a la forma irregular, astillada, de la partícula.

Otro tipo de ensayo de abrasión que, al parecer, utiliza por lo menos uno de los produc-

Figura 9. Tambor rotatorio utilizado en el ensayo de abrasión de fertilizantes por zarandeo [41, 42]



tores de potasa, entraña el zarandeo de una muestra con bolas de acero en un tamiz de ensayo y la subsiguiente medición de la reducción de tamaño [43, 44]. En una versión de este procedimiento, se puso una muestra de fertilizante de 250 g en tamaños de entre 1,6 y 3,3 mm (Nos. de malla 6-12) en un tamiz de ensayo de 8 pulgadas de diámetro (12 mallas), junto con 500 bolas de acero de 4,8 mm (3/16 de pulgada) de diámetro [44]. La mezcla se zarandó en una criba vibradora durante 60 minutos. Se efectuó luego un análisis de tamizado de los gránulos, y se evaluó la "susceptibilidad al zarandeo" basándose en la cantidad de finos producida. La reducción a tamaños inferiores al número de malla 12 ($< 1,6$ mm) de 11 muestras distintas de fertilizantes cubrió un campo del 4 al 32%.

3. Resistencia al choque

La resistencia al choque tiene interés sobre todo en relación con el impacto que se origina por la acción de los ventiladores dispersores de

fertilizantes. Hay comunicaciones sobre diversos ensayos que miden específicamente las roturas de gránulo producidas a consecuencia del impacto. En uno de estos ensayos se introduce una muestra con gránulos de 1,6 a 3,3 mm (entre tamices del 6 y del 12) en una corriente de aire a gran velocidad que percute contra una placa de acero; el porcentaje de material que se reduce a tamaños menores a las 12 mallas (< 6 mm) se mide mediante un análisis de tamizado [44, 45]. En ensayos de este tipo que abarcaban 11 fertilizantes distintos, el campo de porcentajes de reducción osciló entre el 2 y el 19% [44].

En relación con los estudios de la TVA sobre revestimiento de la urea granular con azufre para lentificar su disolución en el suelo, la cuestión de la influencia del choque provocado por el ventilador del aparato dispersor en la estabilidad mecánica del revestimiento tenía importancia. Los estudios efectuados al respecto pusieron de manifiesto que un ensayo en que una muestra de urea revestida se dejaba caer, desde una altura de 30 pies (algo más de 9 metros), en un hidón de acero vacío simulaba los efectos de choque

correspondientes al ventilador de un dispersor de velocidad mediana (600-700 rpm) [41]. Ahora bien: algunos aparatos dispersores de gran anchura de trabajo operan a velocidades mayores y originan esfuerzos de choque considerablemente mayores.

E. Densidad aparente

La densidad aparente de un fertilizante a granel se define como su peso por unidad de volumen. El valor de esta propiedad ha de conocerse a los fines de determinar el tamaño de los sacos y la capacidad de los depósitos de almacenamiento y de los vehículos de transporte; a veces, el dato se necesita también para calibrar los alimentadores volumétricos. Para las determinaciones corrientes de la densidad aparente en libras por pie cúbico es conveniente disponer de un recipiente descubierto, de metal o de madera terciada, cuyas dimensiones internas sean exactamente de $1 \times 1 \times 1$ pies ($30,48 \times 30,48 \times 30,48$ cm). La "densidad de vertido libre" se determina vertiendo simplemente fertilizante en el recipiente desde una altura de unas 6 pulgadas (152 mm) por encima de la parte superior del mismo, enrasando el fertilizante al nivel de la parte superior del recipiente con un rasero y pesando en una balanza apropiada. Conviene desplazar el punto de alimentación durante el llenado para evitar la conificación y la consiguiente segregación. El valor así determinado representa el peso mínimo que puede tener probablemente una unidad de volumen de material. La "densidad tras la compactación" se determina de la misma forma con la diferencia de que, después de llenar el recipiente, éste es sacudido, levantado, dejado caer varias veces desde una altura de unos 15 cm, vuelto a llenar y vuelto a dejar caer hasta que el material ya no se compacte más. A continuación se enrasa y pesa el material. El valor así obtenido representa el peso máximo por unidad de volumen que cabe esperar tenga el material aún después de que se haya asentado por efecto de la vibración sufrida durante el transporte u otras operaciones de manutención. La "densidad tras la compactación" del fertilizante granular suele ser superior en un 6-12% a la "densidad de vertido libre". Hay comunicaciones en que se detallan los procedimientos de medición de la densidad aparente [27, 46]. Para mediciones de menos de 1 pie cúbico de fertilizante pueden utilizarse recipientes de medio pie cúbico o incluso recipientes graduales de 1 o de 2 litros. Los valores de densidad aparente de los fertilizantes granulares varían dentro de un campo, aproximado, de 45 a 75 libras por pie cúbico ($0,72-1,20 \text{ t/m}^3$); en el cuadro 3 se indican los valores de densidad normales de algunos de los fertilizantes más conocidos.

F. Ángulo de talud natural

El ángulo de talud natural de un fertilizante es el ángulo máximo que puede formar con la horizontal la superficie inclinada del montón de fertilizante que se forma al dejar caer el material desde un punto fijo situado más arriba. Esta propiedad afecta a la capacidad de las zonas y depósitos de almacenamiento y también presenta interés en relación con el diseño de los techos inclinados de los edificios destinados al almacenamiento a granel, así como al de las tolvas, las canaletas y los transportadores mecánicos. Se pueden efectuar mediciones fidedignas con 10 kg o más de fertilizante vertiéndolo suavemente, de manera que forme un montoncito cónico, teniendo cuidado de verterlo desde una distancia de unos pocos centímetros nada más sobre la cúspide del montón que se va formando. El ángulo formado por la superficie del montón y la horizontal puede medirse directamente o bien, utilizando una fuente luminosa adecuada, proyectándolo como una sombra sobre una pantalla vertical, en la cual se mide [41]. Hay otro método, que requiere menos material, en el cual basta verter un sector correspondiente a la cuarta parte de un montón cónico en una esquina de una cajita y medir la inclinación de la superficie [42]. El ángulo de talud natural de la mayor parte de los materiales fertilizantes oscila entre 30 y 40 grados. En el cuadro 3 se dan los ángulos que es corriente encontrar en algunos de los fertilizantes más conocidos.

G. Peso específico aparente

El peso específico aparente de un gránulo de fertilizante puede definirse como la relación entre el peso de un solo gránulo y el de un volumen igual de agua (a 4°C) (se entiende por volumen del gránulo el espacio que queda circundado por la superficie del gránulo, que incluye los poros internos). Es numéricamente igual a la densidad expresada en g/ml. Si se conoce la constitución química, se puede calcular la "densidad real" (es decir, la que resulta de excluir los poros) a partir de datos publicados y puede compararse con el peso específico aparente para obtener un índice de porosidad. El peso específico aparente no es una propiedad que se mida con frecuencia, pero ha suscitado especial interés en relación con los estudios sobre las características de segregación de partículas y también para desarrollar procesos de granulación. Para un producto dado, las variaciones del peso específico aparente pueden traducirse en variaciones de las propiedades de dureza, capacidad de retención de la humedad, e idoneidad para el almacenamiento.

CUADRO 3. VALORES TÍPICOS DE DENSIDAD APARENTE, ANGULO DE TALUD NATURAL Y PESO ESPECÍFICO APARENTE DE ALGUNOS FERTILIZANTES^a

Fertilizantes	Densidad aparente (vertido libre)		Angulo de talud natural, grados	Peso específico aparente de los granulos ^b
	libra pie ^c	kg m ³		
<i>Productos no granulados</i>				
Fosforita (de Florida)				
Gujarro sin moler	85-95	1 360-1 520	35	—
Concentrado de flotación	88-96	1 400-1 530	35	—
Pulverizada (90% en malla 100)	80-90	1 280-1 440	— ^d	—
Superfosfato ordinario	60-70	960-1 120	30-35	—
Superfosfato triple	55-65	880-1 040	30-35	—
Caliza agrícola ^e	80-95	1 280-1 520	45-50	—
Sulfato amónico	64	1 020	36	—
Cloruro potásico	71-75	1 140-1 200	31	—
Fosfato monoamónico	55-57	880-910	— ^f	—
<i>Productos granulados</i>				
Nitrato amónico				
Perdigones de alta densidad	56	900	31-38	1,65
Perdigones de baja densidad	45	720	34	1,29
Granular	52	830	36	1,50
Urea				
Perdigones	46	740	28	1,32
Granular	45-48	720-770	34-37	1,22
Sulfato amónico				
En cristales grandes	63-66	1 010-1 200	30-35	2,12
Granulado	49	785	38	1,58
70		1 120	34	—
Superfosfato ordinario	65-75	1 040-1 200	30-35	2,12
Superfosfato triple	60-65	960-1 040	30-35	1,63
Fosfato diamónico	60-65	960-1 040	35	1,67-1,78
Fosfato monoamónico	56	900	35	1,75
Polífosfato amónico				
Cloruro potásico				
En tamaño "basto"	68	1 090	35	1,96
En tamaño "granular"	65	1 040	39	1,96
74		1 180	35	1,76
Sulfato potásico	95-98	1 520-1 570	32	2,65
Sulfato potásico-magnésico ^g	57	910	36	1,64
NPK con base de sulfato (13-13-13)	56	890	38	1,66
NPK con base de nitrato (17-17-17)	52	833	39	1,60
NPK con base urea-sulfato (17-17-17)	64	1 020	34	1,76
Fosfato nítrico (20-20-0)				

^aCuando se dispone de numerosas mediciones, se indican campos de valores.

^bDeterminado mediante picnómetro de mercurio (véase el texto).

^cAngulo de talud natural sumamente bajo, no es factible el amontonamiento.

^dd₁₀₀ = 2 mm, 50% = 0,15 mm.

^eVaría según el grado de humedad.

^fLangbeinita (K₂SO₄ · 2MgSO₄).

Para las mediciones efectuadas en la TVA se desarrolló el picnómetro de mercurio representado en la figura 10 [41, 42]. Este aparato consiste primordialmente en una cámara hermética de vidrio (en la que se dispone la muestra); la cámara, cuya capacidad es de unos 10 ml, está conectada mediante llaves de paso, a 1) una fuente de vacío que se utiliza para evacuar el aire de la cámara, y 2) a un depósito de mercurio que se utiliza para inundar la cámara con mercurio. En el sistema del aporte del mercurio se intercala una microbureta graduada (5 ml) para medir la diferencia en volumen entre el mercurio necesario para inundar la cámara guardamuestra cuando

ésta contiene y cuando no contiene muestra. Al hacer funcionar el aparato, se obtiene primero una lectura de la bureta con la cámara guardamuestra llena (hasta la marca de referencia) sólo con mercurio. Luego se retira el mercurio de la cámara guardamuestra, se abre la cámara (articulación de bola de vidrio esmerilado) y se introduce una muestra cuidadosamente pesada (4-7 g). Se vuelve a hermetizar la cámara y se hace un vacío parcial (500 mg Hg) para que casi no quede aire. Luego se deja que el mercurio vuelva a pasar a la cámara guardamuestra hasta llegar de nuevo a la marca de referencia. Se toma una lectura final de la bureta de mercurio; la diferencia respecto de

la lectura inicial (es decir, la realizada sin muestra) representa el volumen de los gránulos de la muestra. Basándose en el peso de ésta, que ya se conoce, se calcula el peso por unidad de volumen (peso específico aparente).

La precisión del método se basa en el supuesto de que no hay una penetración significativa de mercurio en los poros de los gránulos. En la práctica, esta hipótesis ha resultado cierta por lo general. A juzgar por cálculos basados en información publicada, con un vacío de 500 mm el mercurio debe penetrar en todo poro de más de 22 micras de diámetro; sin embargo, no todos esos poros son accesibles a la penetración desde la superficie del gránulo [47]. Si se encuentra que hay una penetración significativa, se debe reducir el vacío. De no haber vacío, no habría penetración, pero entonces lo que crea problema es el aire que queda atrapado en los intersticios de entre los gránulos.

En el cuadro 3 se dan valores de peso específico aparente de varios materiales fertilizantes. La máxima variación observada en estos materiales fue entre 1.22 (urea) y 2.65 (sulfato potásico-magnésico), variación que ha resultado insuficiente para causar problemas apreciables de segregación en la manutención a granel o en la dispersión de las mezclas (véase el apartado que trata de la segregación) [17, 19].

H. Humedad relativa crítica

La humedad crítica de un material fertilizante puede definirse simplemente como la humedad de la atmósfera por encima de la cual el material absorbe espontáneamente humedad y por debajo de la cual no la absorbe. Todas las sales solubles, incluidas las de los fertilizantes, tienen humedades críticas características. Químicamente hablando, la humedad crítica de una sal es la humedad del aire en la que la presión parcial del vapor de agua contenido en el aire es exactamente igual a la presión del vapor de agua de equilibrio en el espacio que queda encima mismo de la superficie de una solución saturada de la sal a cualquier temperatura dada (por ejemplo 30°C). Para un material fertilizante, el tener una humedad crítica relativamente alta constituye una ventaja, ya que ese material puede exponerse y manejarse en condiciones atmosféricas más húmedas sin que por ello se moje ni pierda fluidez y sin absorber humedad que pudiera más tarde provocar el apelmazamiento. La humedad crítica de un material fertilizante determina en gran parte el tipo de saco (grado de impermeabilidad a la humedad) requerido, así como la magnitud de la manutención a granel y de almacenamiento al aire libre a que puede someterse el material. De todas

formas, no hay que sobrestimar la importancia de la humedad crítica respecto de otros factores. Por ejemplo, a veces se considera, erróneamente, que la humedad crítica constituye una medida universal de la tendencia de un fertilizante al apelmazamiento. En realidad, si un fertilizante se conserva en sacos a prueba de humedad o en un montón de almacenamiento a granel protegido (cubierto de plástico), se excluye con eficacia la humedad atmosférica, y entonces la humedad crítica tiene relativamente poca importancia. En estas situaciones, el apelmazamiento, cuando se produce, se debe a otros factores, tales como el contenido en humedad de los constituyentes del fertilizante, las reacciones químicas, la temperatura y presión de almacenamiento, la presencia de finos y la eficacia del tratamiento de acondicionamiento. Incluso con respecto a la exposición del fertilizante a granel, la humedad crítica no es la única propiedad que rige su comportamiento en condiciones de humedad. La humedad crítica determina si se absorberá o no humedad en determinadas condiciones, pero no dice nada en cuanto al comportamiento del fertilizante en lo que se refiere a tolerar la humedad absorbida. Para una evaluación completa se requiere hacer también otros ensayos (los de absorción-penetración y los de facilidad de fluencia).

Figura 10. Picnómetro de mercurio utilizado para medir el peso específico aparente de los gránulos de fertilizante [41, 42]

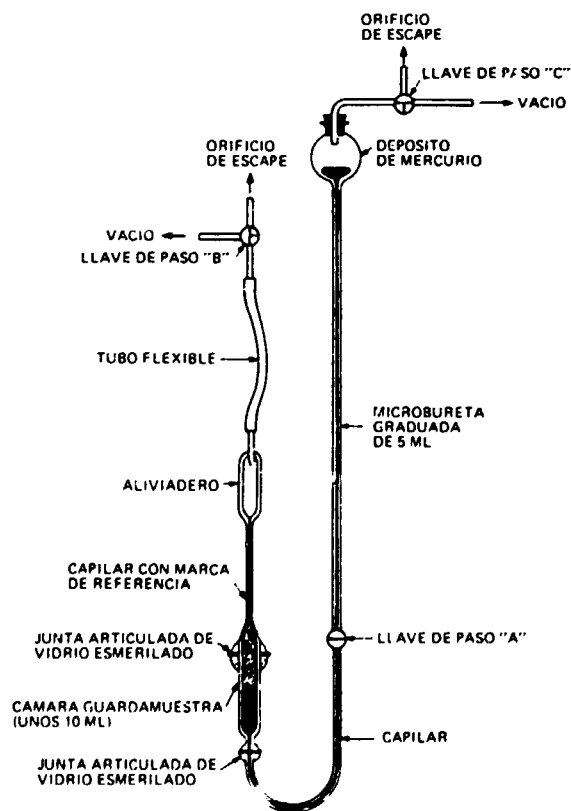
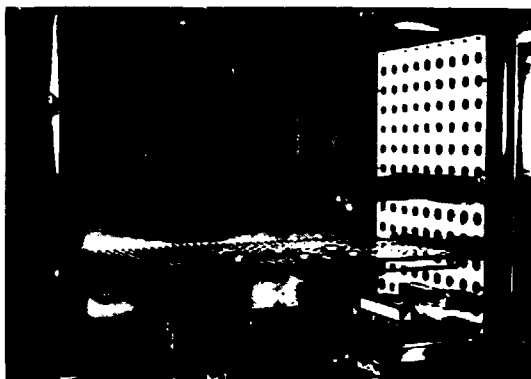


Figura 11. Muestras de fertilizante en pocillos someros en un camerin de humedad regulada, para la determinación de la humedad relativa crítica



La humedad crítica suele expresarse refiriéndose a la "humedad relativa crítica" (HRC) que, definida simplemente, es el contenido en agua del aire expresado como porcentaje del que se requeriría para saturar el aire a la temperatura de que en cada ocasión se trate.

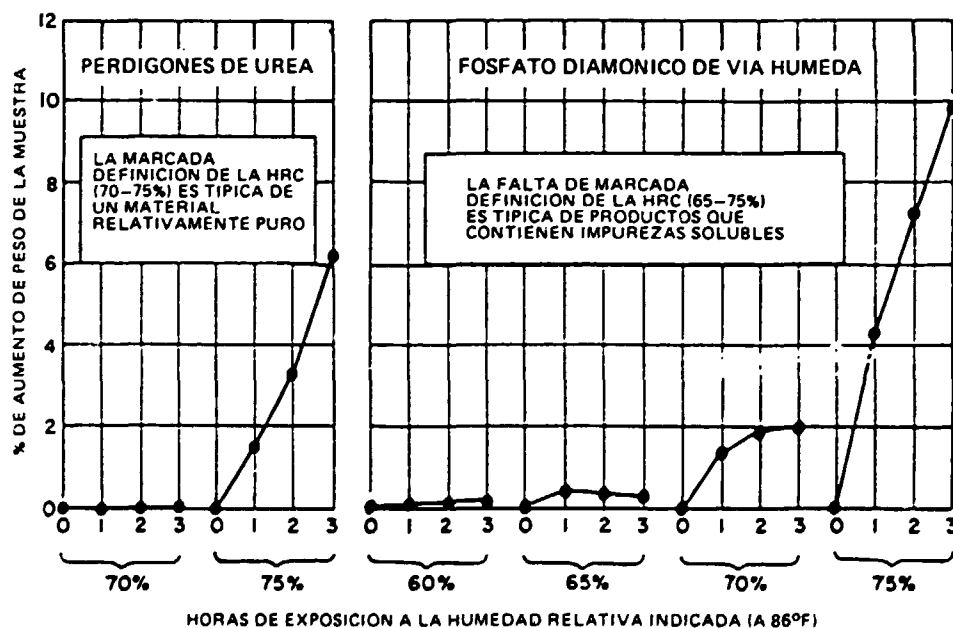
1. Método directo

El método más sencillo y pertinente para medir la humedad relativa crítica (HRC) de un material fertilizante consiste en exponer una muestra del mismo a diversas humedades y

temperaturas controladas y determinar a qué grado de humedad adquiere la muestra un aumento significativo de peso (absorción de humedad). La forma más conveniente de efectuar esta determinación es utilizando una cámara ambiental normal de laboratorio equipada con un sistema de circulación forzada de aire y de refrigeración mecánica para regular la humedad. En el comercio se encuentran unidades de este tipo de distintos fabricantes. Se recomienda emplear un equipo que disponga de flujo horizontal de aire, para que haya buen contacto aire-muestra. En la figura 11 puede verse la fotografía de muestras contenidas en un equipo de este tipo.

En la TVA, este procedimiento se aplica disponiendo muestras de 2 a 3 g. pesadas en una balanza analítica, que se exponen en un camerin *ad hoc* en pocillos de aluminio someros (6 mm) de 5 cm de diámetro [41, 42]. A intervalos de una hora, estos pocillos se retiran del camerin y se pesan de nuevo para determinar la absorción de humedad. Por lo general, al cabo de tres horas se sabe si hay o no un proceso sostenido de absorción, lo cual indicaría que la HRC de la muestra es inferior a la humedad del camerin. Según los resultados de este ensayo de tres horas, se disminuye o eleva la humedad relativa del camerin en 5 puntos del porcentaje, y se repite el ensayo hasta localizar la HRC. Si se desea, se puede determinar la HRC con una aproximación de 2 puntos de porcentaje. Este procedimiento requiere bastante tiempo, pero se puede aplicar a la vez a muestras de materiales diferentes. En la figura 12 se muestran datos obtenidos en deter-

Figura 12. Datos obtenidos mediante el "método directo" de determinación de la humedad relativa crítica [41, 42]

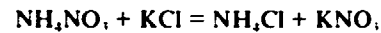


minaciones normales de HRC a 86°F (30°C). Los resultados obtenidos con perdigones de urea corresponden al comportamiento típico de un material relativamente puro, en el que el punto crítico está muy definido. No hubo absorción de humedad a las tres horas con un 70% de humedad, pero se registró absorción continua al 75%. En cambio, los datos correspondientes al fosfato diamónico obtenido a partir de ácido de vía húmeda son un ejemplo del comportamiento típico de los fosfatos obtenidos a partir de ácido de vía húmeda y del de otros fertilizantes que contienen pequeñas cantidades de impurezas solubles. Al principio, las impurezas rebajan la humedad crítica pero luego, a medida que aumenta el contenido en humedad de la muestra, la influencia de las impurezas disminuye. Esta influencia del contenido en humedad sobre la HRC aparente de los fertilizantes impuros es bien conocida [48, 49, 50]. En este caso, para el fosfato diamónico, es evidente que la HRC del constituyente principal oscilaba entre el 70 y el 75% pero que, a los fines prácticos, habría que admitir que el producto expuesto absorbería alguna humedad a humedades relativas de entre 60 y 70%. Con un 70% de humedad relativa, se absorbería un máximo del 2%. Esto es insuficiente para causar transferencia intergranular de la humedad (véase un apartado posterior), así es que, en un montón de material a granel, sólo los gránulos de la superficie resultarían afectados. Una de las principales ventajas del método de determinación directa es esta

capacidad de distinguir entre la humedad crítica real y las absorciones secundarias debidas a impurezas. Algunos métodos "estáticos" carecen de esta ventaja.

Las mezclas de sales fertilizantes suelen arrojar valores de humedad crítica inferiores a los de cualquiera de sus constituyentes. La humedad crítica de las mezclas puede determinarse mezclando íntimamente las sales pulverizadas y exponiendo la mezcla. La tabla que se da en la figura 13 muestra los valores de HRC correspondientes a sales puras y a mezclas de dos componentes. La mayor parte de estos datos están tomados de la literatura existente y se obtuvieron por métodos más precisos que el método directo que hemos descrito [51]. Los datos de la figura se basan en las presiones de vapor de soluciones saturadas con respecto a ambas sales.

En varios casos, las dos sales de una mezcla reaccionan químicamente entre sí tan pronto como se absorbe el agua suficiente para que pueda operarse la reacción. Por ejemplo:



Las dos sales del miembro derecho de la ecuación se llaman el par de sales estables, y las del miembro izquierdo son el par de sales inestables. En la figura 13, los valores de HRC corresponden a los pares de sales estables. Sin embargo, si las dos sales están presentes en proporción distinta de la estequiométrica, la HRC

Figura 13. Valores de humedad crítica de sales puras y de mezclas a 30°C (86°F), expresados como porcentajes de humedad relativa

NITRATO CALCICO											
46.7											
NITRATO AMONICO											
23.5	59.4										
NITRATO SODICO											
37.7	46.3	72.4									
UREA											
-	18.1	45.6	72.5								
CLORURO AMONICO											
-	51.4	51.9*	57.9	77.2							
SULFATO AMONICO											
-	62.3	-†	56.4	71.3	79.2						
FOSFATO DIAMONICO											
-	59*	-	62*	-	72*	82.5					
CLORURO POTASICO											
22.0	67.9	66.9*	60.3	73.5	71.3*	70*	84.0				
NITRATO POTASICO											
31.4	59.9	64.5	65.2	67.9	69.2	-	78.6	90.5			
FOSFATO MONOAMONICO											
52.8*	58.0	63.8	65.2	-	75.8	78*	72.8*	59.8	91.6		
FOSFATO MONOCALCICO											
46.2	52.8	68.1	65.1	73.9	87.7	78*	-†	87.8	88.8	93.6	
SULFATO POTASICO											
76.1*	69.2*	73.3*	71.5	71.3	81.4	77*	81	87.8	79.0	-†	96.3

* VALORES APROXIMADOS OBTENIDOS POR LA TVA. OTROS DATOS SE HAN TOMADO DE LA LITERATURA [51]
 † PAR DE SALES INESTABLE; EL VALOR DADO ES PARA EL PAR ESTABLE

de la mezcla dependerá de cuál de las dos sales esté en exceso. Por ejemplo, la HRC de una mezcla de NH_4NO_3 y KCl se da en la figura 13 como 67,9%. Este valor es aplicable si los dos materiales se encuentran presentes en proporción estequiométrica o si hay exceso de KCl y la reacción más arriba indicada se ha terminado. Si hay exceso de NH_4NO_3 , la HRC de la mezcla será 59,4% (que es la que corresponde al NH_4NO_3) o quizá menos, ya que en realidad la mezcla contendrá tres sales. El efecto de la mezcla de sales es sumamente espectacular en el caso del nitrato amónico con una HRC de 59,4% a una temperatura de 86°C (30°C) y la urea, con un HRC de 72,5%. Como se ha visto, la mezcla tiene un valor de HRC sumamente bajo, del 18% y, por lo tanto, debe evitarse salvo que se trate de fertilizantes líquidos.

A falta de un camerín *ad hoc* de atmósfera regulable en que poder determinar la HRC, se puede recurrir a exposiciones de muestreo de un camerín sencillo impermeable a la humedad (una incubadora biológica, por ejemplo) equipado con un ventilador eléctrico circulante, un calentador eléctrico, una repisa portamuestras de tela metálica y un plato grande de vidrio con una solución salina para regular la humedad. En general se opera igual que con el camerín más perfeccionado, con la diferencia de que hay que dejar tiempo para que se alcance el equilibrio aire-solución, y abrir la puerta lo menos posible, para retener la humedad. Es esencial contar con una ventilación energética. Para preparar las soluciones de regulación de la humedad se elige primero una sal o un par de sales convenientes consultando los datos sobre presión de vapor publicados [51, 52, 53]. Luego, se calienta un sobrante de sal o sales en agua destilada hasta una temperatura ligeramente superior a la de funcionamiento de la caja, y la mezcla, incluyendo algo de sal sin disolver, se transfiere a la bandeja de solución, que se coloca en el suelo del camerín de humectación, en un punto situado en la trayectoria del aire del ventilador. Luego se cierra el camerín y, con el ventilador en funcionamiento, se deja tiempo para que se alcance el equilibrio a la temperatura de operación deseada. Este método es factible, pero la preparación y el cambio de las soluciones de regulación de la humedad requiere mucho tiempo. Las soluciones pueden conservarse para volverlas a utilizar.

Lo que no es recomendable es tratar de determinar la humedad relativa crítica exponiendo muestras sobre soluciones salinas en secadores o recipientes análogos. En recipientes de este tipo, al no haber movimiento forzado del aire, el desplazamiento de la humedad de la solución al aire y luego a la muestra depende por completo de la difusión, que es un proceso sumamente lento.

En una serie de ensayos de este tipo descrita en una comunicación se necesitó una semana de exposición. En ensayos de este método efectuados por la TVA no se logró obtener resultados reproducibles. Parece ser que pueden obtenerse mejores resultados instalando un ventilador que, a través de la parte superior del secador, provoque el movimiento del aire [50, 54]. Las experiencias de la TVA apoyan la conclusión de que, para lograr buena reproductibilidad, en las determinaciones de la humedad crítica y en toda otra medición de la absorción de humedad por muestras de fertilizantes se debe poder contar siempre con un movimiento bastante vigoroso del aire por entre las muestras.

Se han comunicado varios otros procedimientos para determinar la humedad relativa crítica de fertilizantes o de sales fertilizantes puras. En general, se trata de métodos estáticos, indirectos, que no simulan las condiciones prácticas de exposición en la misma medida en que lo hace el método directo descrito. De todos modos, si se reconocen sus limitaciones, los métodos que se exponen a continuación pueden resultar útiles.

2. Método del isotenisoscopio

Para medir la presión de vapor de agua sobre soluciones saturadas de sales y pares de sales fertilizantes puras [51, 53], los investigadores del Ministerio de Agricultura de los Estados Unidos utilizaron un instrumental de laboratorio bastante complejo. La presión de vapor se convertía en humedad relativa crítica basándose en la definición que identifica la HRC de una sal como la humedad a la que la presión de vapor de agua en la atmósfera es igual a la existente sobre la solución saturada de la sal. El método es aplicable, con gran precisión, a las sales puras, pero no, probablemente, a materiales impuros como son la mayoría de los fertilizantes.

3. Método del higrómetro eléctrico

Este método se basa en la noción de que una masa de aire en contacto con un fertilizante que contenga cierta humedad se equilibrará hasta alcanzar una humedad igual a la humedad crítica del fertilizante [55]. En este procedimiento se utiliza un frasco de vidrio de 500 ml equipado con un sensor de humedad interno tipo Dunmore [56]. Se llena de fertilizante una tercera parte del frasco, aproximadamente, y se cierra el frasco herméticamente. Tras un período de equilibración (de unos 30 minutos), se lee la humedad con el instrumento Dunmore. El método tiene un valor limitado, puesto que sólo da el valor de equilibrio

correspondiente a determinado contenido específico de humedad del fertilizante; es decir, no se observa el comportamiento del fertilizante durante su exposición real a la humedad, ni la absorción de humedad. Además, como es estático, este método depende en gran parte de la difusión, que es lenta y está sujeta a variaciones.

4. Técnica de la línea de vacío

En este método se empieza por hacer un vacío de 0.001 mm de mercurio en un frasquito de 25 ml que contiene 1-5 g de muestra de fertilizante [48, 57]. Luego se deja pasar al frasquito vapor de agua puro procedente de otro recipiente y se hermetiza el frasquito, con excepción de una conexión con un manómetro. Se deja pasar tiempo (1 hora o más) para que el fertilizante absorba humedad y la presión de vapor de agua del frasquito se reduzca al valor de equilibrio, valor que se lee luego en el manómetro. La HRC se calcula a partir de la lectura del manómetro. Este método, al igual que el del higrómetro, es estático y sólo da la lectura de presión de vapor correspondiente a un contenido determinado de humedad de la muestra; sin embargo, exponiendo repetidas veces la muestra a la acción de vapor de agua puro, se pueden tomar lecturas correspondientes a todo un campo de contenidos de humedad.

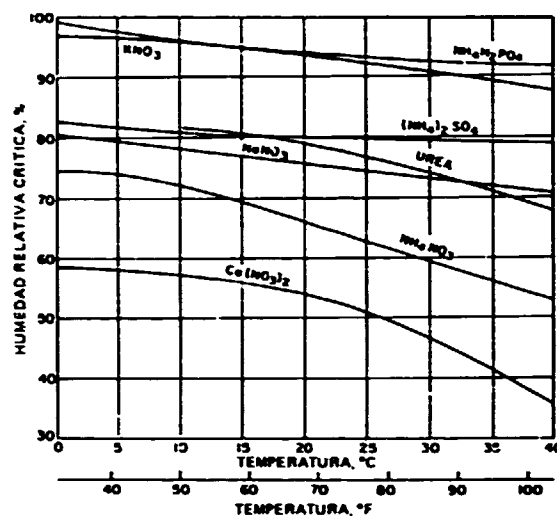
5. Cromatografía gaseosa

En este método se deja primero que se equilibren el aire y el fertilizante en un frasco herméticamente cerrado y se toma luego una pequeña muestra del aire para analizar su humedad [58]. El contenido en agua del aire se determina con un cromatógrafo gaseoso y se convierte a HRC. Se trata de un método sencillo, pero que adolece de las limitaciones propias de los métodos estáticos.

6. Influencia de la temperatura

La humedad relativa crítica de la mayoría de las sales disminuye con la elevación de la temperatura. En la figura 14 se representan las variaciones que se dan en algunas sales de fertilizantes nitrogenados importantes; esta cifra se basa en datos de la presión de vapor tomados de diversas fuentes [51, 59, 60]. Las sales con mayores coeficientes de variación son el nitrato amónico y el nitrato cálcico; con cualquiera de estas dos sales, la elevación de la temperatura de 0°C a 40°C (32°F a 104°F) reduce la humedad relativa crítica en 22 puntos de porcentaje. La sal que aparece con el menor coeficiente es el sulfato

Figura 14. Influencia de la temperatura en la humedad relativa crítica de diversas sales de fertilizantes nitrogenados



amónico; la elevación de temperatura antes indicada se traduce en una disminución de la humedad relativa crítica de tan sólo 4 puntos de porcentaje. Las variaciones correspondientes a otras sales pueden calcularse utilizando datos de presión de vapor publicados o determinados experimentalmente.

I. Velocidad e influencia de la absorción de humedad

Como ya se ha indicado en el apartado precedente, la determinación de la humedad crítica define la humedad por encima de la cual un fertilizante absorbe humedad de la atmósfera. Ahora bien: el valor de humedad crítica por sí solo no proporciona información en cuanto a la rapidez con que será absorbida la humedad ni sobre la influencia que esta absorción de humedad tendrá en el estado físico del fertilizante. Los fertilizantes varían considerablemente en cuanto a su capacidad de tolerar la humedad absorbida; esto hace que los métodos de evaluación del grado de tolerancia de la humedad revistan interés. Frecuentemente, las superficies de los montones en que se almacena material a granel están expuestas a la acción de atmósferas húmedas; por lo tanto, interesa saber con qué rapidez se absorbe la humedad y con qué rapidez y hasta qué profundidad se originan y progresan procesos de mojamiento y de deterioro físico. En dos ensayos que se describen más abajo se indican métodos para evaluar estos efectos de la exposición de la pila de fertilizante a la intemperie. Se trata de los ensayos de laboratorio de absorción-penetración y de almacenamiento a granel de una pila de

reducido tamaño. También se dan frecuentemente casos de exposición del fertilizante a la acción de atmósferas húmedas durante la manutención y durante la dispersión en el campo. En estas operaciones, lo que más preocupa es la influencia de la humedad en la facilidad de fluencia del material. También se describen los ensayos para la evaluación de la facilidad de fluencia en presencia de humedad; se trata de un ensayo de sembrabilidad y de un ensayo de facilidad de fluencia en laboratorio.

1. Ensayo, en laboratorio, de absorción-penetración

El ensayo que se describe aquí fue desarrollado por la TVA [41, 42]. El principio en que se basa el ensayo es simplemente el de exponer una superficie de fertilizante a granel de área conocida a la acción de aire en movimiento en condiciones de temperatura y humedad controladas y medir la tasa de absorción de humedad por unidad de superficie de fertilizante y la velocidad de penetración de la humedad en el cuerpo del fertilizante. Se utilizan frascos cilíndricos abiertos por arriba de 6,8 cm de diámetro. Se llenan a ras de fertilizante los frascos; la superficie expuesta es de 36 cm². Se han utilizado frascos de 5 o de 20 cm de profundidad. Los resultados son los mismos, con la diferencia de que los frascos más hondos permiten una penetración más intensa y, por consiguiente, periodos de ensayo más largos. Los frascos llenos se pesan cuidadosamente y luego se exponen, en un camerin de humedad controlada, a una temperatura de 86°F (30°C), por lo general, con un 80% de humedad relativa. La figura 15 es una fotografía de muestras después de su exposición en el camerin de humectación. Es importante que haya una vigorosa circulación de aire a través de la parte superior de los frascos. Después de 4, 24, 48

Figura 15. Muestras de fertilizante después de su exposición a la atmósfera húmeda en un ensayo de absorción-penetración en laboratorio [41, 42]



y 72 horas, se retiran los frascos y se pesan, y se calcula la absorción de humedad por unidad de superficie. Asimismo, a través de la pared de cristal del frasco se suele poder determinar hasta qué profundidad ha penetrado la humedad. La penetración suele efectuarse en forma de interfaz horizontal, de modo que el material situado más abajo de la interfaz no resulta afectado. Sin embargo, en el caso de algunos materiales no absorbentes, como el nitrato amónico o la urea, es frecuente que la humedad tenga una penetración desigual, profundizando por vetas hasta muy abajo del frasco.

En el cuadro 4 se dan datos típicos obtenidos en una serie de ensayos de absorción-penetración efectuados a una temperatura de 30°C (86°F), con una humedad relativa del 80%. Los materiales se reseñan por orden creciente de humedad relativa crítica (45-73%); con todo, resulta interesante señalar que ni la tasa de absorción de la humedad ni la profundidad de penetración de la humedad guardan correlación con la humedad crítica. Tampoco hay correlación entre la profundidad de penetración de la humedad y la tasa de absorción de la humedad; esto es el resultado de diferencias en cuanto a la "capacidad de retención de la

CUADRO 4. RESULTADOS DE LOS ENSAYOS DE ABSORCIÓN-PENETRACIÓN DE HUMEDAD EN FERTILIZANTES GRANULARES (TVA)

Calidad y tipo	72 horas de exposición a 30°C 80% HR				
	Humedad crítica (%)	Humedad absorbida (mg/cm ²)	Penetración de la humedad (cm)	Capacidad de retención de humedad (mg/cm ²) (en peso)	
NPK 19-19-19, base urea fundida	45	538	3,4	158	18,5
NPK 19-19-19, base urea perdigones	45	463	7,0	66	7,7
NPK 20-10-10, base nitrato	55	372	6,9	54	6,7
NPK 17-17-17, base nitrato	55	433	6,3	69	8,3
Perdigones de nitrato amónico 34-0-0	59	918 ^a	46,0 ^a	20	2,1
NPK 13-13-13, base sulfato	70	238	2,7	88	11,0
Polifosfato amónico 11-55-0 (EVA)	70	88	1,4	63	7,9
Fosfato diamónico 18-46-0	70	151	1,2	125	14,1
Perdigones de urea 46-0-0	73	324	13,0	25	3,2

^aEnsayo terminado a las 24 horas. Los valores indicados para 72 horas se obtuvieron por extrapolación.

humedad". Las capacidades de retención de la humedad de los diversos fertilizantes se calcularon (cuadro 4) como miligramos de humedad por centímetro cúbico de fertilizante dividiendo la absorción de humedad por centímetro cuadrado por la profundidad de penetración en centímetros. Estos valores también se convirtieron en capacidad porcentual de retención de la humedad en función del peso (cuadro 4) utilizando las densidades aparentes (peso por unidad de volumen) de los fertilizantes en sus respectivos pocillos. Las capacidades de retención así calculadas representan la cantidad máxima de humedad que puede absorber un gránulo antes de quedar tan mojado que la humedad se transfiera a los gránulos adyacentes por capilaridad. Un elevado índice de capacidad de retención de la humedad es una característica deseable, que puede contrarrestar los efectos de una alta tasa de absorción de humedad. Por ejemplo, en los materiales reseñados en el cuadro 4, el producto NPK 19-19-19 basado en urea fundida tenía una humedad relativa crítica bajísima (45%) y una tasa de absorción de humedad alta (538 mg/cm² en 72 horas); esto no obstante, debido a su insólitamente elevada capacidad de retención de la humedad de los gránulos (18,5% de humedad), la penetración fue sólo de 3,4 cm en 72 horas. En cambio, los perdigones de urea, a pesar de tener una humedad relativa crítica alta (73%) y sólo una moderada tasa de absorción de humedad (324 mg/cm² en 72 horas) experimentaron una penetración de 13 cm en el mismo periodo, debido a su bajísima capacidad de retención de la humedad (3,2%). Los de nitrato amónico (cuadro 4) mostraron una elevada tasa de absorción de humedad (918 mg/cm² en 72 horas) y una baja capacidad de retención de la humedad (2,1%); como resultado de ello, el producto experimentó una penetración a una tasa equivalente a 46 cm (valor extrapolado) en 72 horas. Parece ser que la capacidad de retención de la humedad está relacionada tanto con la composición química como con la porosidad física de los gránulos. Por lo general, las sales cristalinas puras son no porosas y tienen baja capacidad de retención de la humedad. Algunas impurezas, por ejemplo los fosfatos de aluminio y hierro en los fertilizantes fabricados con ácidos obtenidos por vía húmeda, resultan ventajosas, porque elevan esa capacidad de retención de la humedad.

Los resultados de este ensayo de absorción-penetración indican el comportamiento que cabe esperar de los fertilizantes a granel en condiciones de gran humedad persistente, pero ha de tenerse en cuenta que, en condiciones cíclicas, como las que se dan en la práctica real del almacenamiento a granel, los resultados pueden ser alterados, en el caso de algunos materiales, por la autoobturación de las superficies de los montones que se producen durante los ciclos secos, cuando las superficies de

los montones forman incrustaciones. También debe tenerse presente que, en tales condiciones cíclicas, los productos de humedad crítica elevada serán no absorbentes durante periodos más largos que los productos de baja humedad crítica. Las condiciones del ensayo pueden modificarse para introducir ese régimen cíclico.

2. Ensayo de montones pequeños

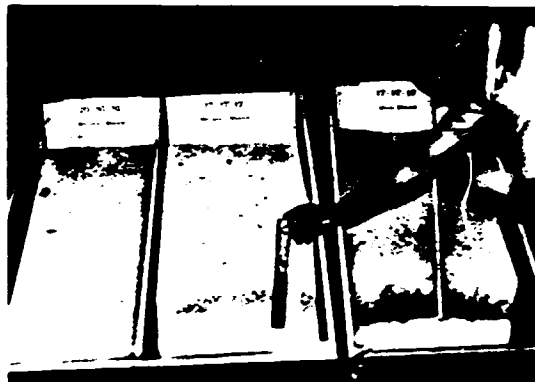
El almacenamiento a granel de fertilizantes en montones descubiertos puede plantear algunos de los dos problemas siguientes, o ambos: a) apelmazamiento o algún otro fenómeno de deterioro físico en zonas hondas del montón, y b) mojadura de las superficies expuestas del montón y penetración de humedad. En contra de lo que se cree a veces, estos dos problemas no suelen estar relacionados entre sí. El apelmazamiento o deterioro en zonas hondas del montón se produce por lo general como resultado de factores que no dependen de la exposición de la superficie del montón. Entre esos factores figuran el secado insuficiente durante la fabricación, la falta de resistencia mecánica del gránulo, la proporción excesiva de finos, las reacciones químicas, las temperaturas de almacenamiento excesivas, la excesiva altura del montón (presión) y, en el caso de los productos de superfosfato, la insuficiencia de curado.

Los ensayos con montones pequeños no son fuente digna de crédito como método de predecir el apelmazamiento u otros fenómenos de deterioro que puedan ocurrir en las zonas profundas de un montón grande. El motivo principal de esto es que la presión de almacenamiento, que es un factor importante, es mucho menor en un montón pequeño que en uno grande; además, la pérdida de calor de un montón pequeño es mayor. Como medio de conseguir las condiciones de presión que se dan en un montón hondo se ha sugerido el uso de un silo alto y de pequeño diámetro; esto no obstante, se ha hallado que ni siquiera así se simulan las condiciones de almacenamiento en montones, porque los efectos de las paredes alivian la mayor parte de la presión que se ejercería sobre el material. La experiencia de los investigadores de la TVA es que las mejores indicaciones del comportamiento probable de los fertilizantes en las zonas profundas de los montones de almacenamiento a granel se obtienen haciendo ensayos de almacenamiento de material en sacos, aspecto éste que se discutirá más adelante.

Por otra parte, algunos ensayos de almacenamiento en montones pequeños resultan útiles para estudiar el comportamiento de las superficies de los montones durante la exposición. Una desventaja del método es que se requiere una zona de ensayo relativamente grande en comparación

con la que se necesita para los ensayos de absorción-penetración en laboratorio. Además, salvo que se disponga una zona de humedad regulada, los resultados pueden ser variables según las condiciones atmosféricas que reinen en la localidad en el momento del ensayo. Por esto, conviene efectuar ensayos paralelos con uno o más fertilizantes estándar de características conocidas. Es conveniente disponer para ello unos recipientes pequeños y abiertos por arriba, como los de la figura 16, que se han concebido para cantidades de 400-600 libras (171-272 kg) de fertilizante. Las paredes y los empalmes de estos recipientes deben ser herméticos, para que la humedad sólo penetre por la parte expuesta superior del material. Las condiciones de exposición al medio ambiente deben ser similares a las que se espera encontrar en el almacenamiento a granel real; a ser posible, los ensayos deben efectuarse en el edificio que se piense utilizar para el almacenamiento.

Figura 16. Ensayos de exposición de fertilizantes en montones pequeños, en recipientes descubiertos



Por lo general, basta con períodos de exposición de 1 a 3 meses para poder obtener comparaciones fiables entre materiales distintos. En la mayor parte de los climas, las condiciones más rigurosas son las del verano. La inspección se efectúa cortando el montón verticalmente para dejar al aire una sección vertical. Se observa entonces el estado físico a distintas profundidades y se registra. Se toman muestras a diversas profundidades en la porción afectada por la humedad y también por debajo de la zona en que sea visible la penetración de la humedad. Por lo general se analizan las muestras para determinar el contenido de humedad y también para ver si los gránulos han perdido dureza. Este ensayo tiene la ventaja de que sólo requiere un equipo muy sencillo y de que muestra cuál es el comportamiento del material en las condiciones variables propias de la exposición al medio ambiente que se

dan en la realidad del almacén. En las zonas en que haya una estación húmeda y una estación seca bien definidas, puede ser conveniente ampliar el período de ensayo para que abarque al menos una parte de ambas estaciones.

3. Protección del material almacenado a granel

Los fertilizantes almacenados a granel pueden requerir protección especial respecto de la humedad atmosférica si se da alguna de las condiciones siguientes:

1. Que el material sea particularmente higroscópico, según lo indica el ensayo de penetración en laboratorio o el ensayo de almacenamiento en montón pequeño.
2. Que el almacenamiento se efectúe en una zona muy húmeda.
3. Que el almacenamiento sea de larga duración.

En el caso de los montones pequeños (por ejemplo, los de 100-300 toneladas en las plantas de mezclado), la práctica de cubrir el montón con láminas de polietileno es un medio práctico y eficaz de excluir la humedad atmosférica. Para los montones grandes, suele bastar con proporcionar un edificio de almacenamiento bien cerrado. Ahora bien, ese cerramiento ha de ser completo, lo cual presenta con frecuencia un problema. La última palabra en protección de almacenamiento es la provisión de un edificio deshumectado. Entre los métodos que se han utilizado para reducir la humedad relativa en las zonas de almacenamiento figuran: *a)* el calentamiento del aire de entrada, *b)* la deshumectación mediante refrigeración mecánica y *c)* la absorción química de la humedad. El método en el que se emplea refrigeración mecánica ha resultado ser eficaz con exigencias de refrigeración sorprendentemente pequeñas cuando se aplica a un edificio razonablemente hermético [61].

4. Ensayos de sembrabilidad

El término "sembrabilidad" se aplicó por primera vez a los fertilizantes poco después de 1930; por aquel entonces, lo que se quería dar a entender con esta expresión era la resultante de todas las propiedades de un fertilizante que afectan a la facilidad y uniformidad con que fluye por el aparato aplicador de una abonadora. Se estudiaron los efectos de variables tales como la higroscopicidad, el tamaño de partícula, el peso específico, el contenido en humedad, la forma de la partícula, el ángulo de talud natural, y la presencia de agentes acondicionadores; sin embargo, estos estudios se hicieron casi exclusivamente con los fertilizantes no granulares que eran

corrientes por aquella época [62, 63, 64]. Cuando, poco después de 1950, llegó la granulación, se puso de manifiesto que la facilidad de fluencia del producto granular no apelmazado no era problema, salvo en la medida en que la exposición de los productos granulares higroscópicos a atmósferas húmedas durante la manutención o la aplicación en el terreno restasen facilidad de fluencia [65]. Desde esa época, el empleo de los ensayos de sembrabilidad ha quedado reducido casi exclusivamente a la determinación de la influencia de la exposición a la humedad en la facilidad de fluencia. En el presente trabajo se utiliza la expresión "sembrabilidad relativa" para definir la relación siguiente:

$$\frac{(\text{tasa de fluencia tras la exposición})}{(\text{tasa de fluencia antes de la exposición})} \times 100 =$$

$$= \% \text{ de sembrabilidad relativa}$$

Las tasas de fluencia se determinan en un aparato distribuidor real, para cultivo en hileras, con los mismos ajustes de fluencia antes y después de la exposición del fertilizante a la humedad.

Los primeros en describir un procedimiento para determinar la sembrabilidad relativa de los fertilizantes fueron los investigadores del Ministerio de Agricultura de los Estados Unidos [65, 66]. El mismo procedimiento, ligeramente simplificado, fue adoptado también en los primeros trabajos de la TVA [42]. En ambos procedimientos se utilizaba un aplicador de hilera única montado en posición estacionaria pero de modo tal que la rueda de vinculación al terreno recorrido era impulsada por un motor de velocidad constante, a fin de obtener una cadencia de aporte típica de la aplicación en el campo. El procedimiento general era el siguiente:

1. Determinar la cadencia de aporte de fertilizante seco, no expuesto.
2. Exponer el fertilizante a una humedad elevada en unos recipientes someros en el interior de una cámara humectante de atmósfera controlada, durante un tiempo medido.
3. Medir la cadencia de aporte del fertilizante expuesto con el mismo ajuste del aparato sembrador y calcular la "sembrabilidad relativa".
4. Continuar la exposición y medir de nuevo la cadencia de aporte durante períodos adicionales hasta que se advierta que la fluencia sufre seria disminución.

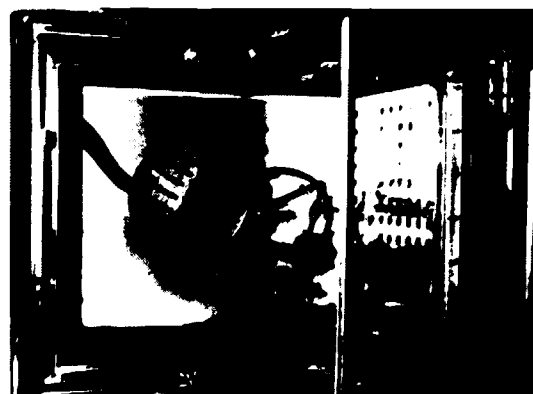
Este método se ha utilizado principalmente para comprobar la resistencia a la humedad de un fertilizante con la resistencia de fertilizantes estándar de aceptabilidad conocida. Ha de tenerse presente que la exposición utilizada (bandejas someras, alta humedad) es más rigurosa que la

que suele encontrarse en una aplicación en el campo cuidadosa. Si se actúa en el campo con el debido cuidado, se pueden lograr buenos resultados aunque se utilicen materiales muy higroscópicos, como el nitrato amónico o el nitrato de calcio.

5. Determinación en laboratorio de las características de fluidez

El ensayo de sembrabilidad descrito más arriba requiere el empleo de cantidades relativamente importantes de fertilizante, de una abonadora de tamaño real, y de una cámara de humedad controlada de tamaño considerable. Recientemente, empero, los investigadores de la TVA han desarrollado un ensayo a escala de laboratorio que permite efectuar una comparación similar de la influencia de la humedad sobre las características de fluidez utilizando muestras pequeñas [67]. La figura 17 es una fotografía del aparato de ensayo utilizado. Para efectuar el ensayo, se toma una muestra de 500 ml del fertilizante y se coloca en una bandeja rotatoria inclinada (de 25 cm de diámetro por 15 cm de profundidad) dotada de unas aletas elevadoras planas (de 1 cm). En el laboratorio, todo el conjunto de bandeja y sistema de transmisión se dispone en una cámara de temperatura y humedad regulables cuidando de dirigir un flujo de aire horizontal hacia la cara abierta de la bandeja. Se aplica una humedad relativa elevada (90%, por ejemplo). Luego se imprime a la bandeja un movimiento de rotación, a una velocidad de 12 rpm, y se mide el tiempo durante el cual el material continúa fluyendo libremente dentro de la bandeja. Por lo general, este movimiento libre se termina de forma bastante brusca; se considera como punto final del movimiento, que se determina visualmente, el momento en que el 50% del

Figura 17. Ensayo de laboratorio para determinar la persistencia de la fluidez de los fertilizantes durante su exposición a un ambiente húmedo



material, aproximadamente queda detenido porque se pegan entre sí sus partículas. Además de determinar el tiempo de movimiento libre, se puede analizar la muestra al final del ensayo para determinar a qué grado de humedad ha perdido el producto su facilidad de fluencia. En el cuadro 5 se dan resultados típicos obtenidos en este ensayo con diversos fertilizantes. Al igual que ocurre en el caso del ensayo de sembrabilidad, los resultados de este ensayo son relativos, y se deben disponer también en el ensayo, a efectos de comparación, fertilizantes de aceptabilidad conocida que se toman como patrón. Los resultados del cuadro 5 muestran que no basta conocer la humedad crítica por sí sola para poder predecir la persistencia de la fluencia en condiciones de humedad. Por ejemplo, la urea granulada en perdigones, que tiene una humedad crítica relativamente alta de 73%, mostró la persistencia más breve de fluido (9 minutos), debido al parecer a la baja capacidad de retención de la humedad (3,2%) de los perdigones de urea. En cambio, la capacidad de retención de humedad (según se determina en el ensayo de absorción-penetración ya descrito) tampoco es un criterio suficiente, por sí solo, para predecir la persistencia de la facilidad de fluido. El producto NPK de calidad 19-19-19 basado en urea fundida, a pesar de su alta capacidad de retención de la humedad (18,5%) perdió su fluidez en 20 minutos, frente a más de 100 minutos de persistencia en el caso de cuatro de los fertilizantes ensayados.

J. Apelmazamiento de los fertilizantes

Entre el momento en que se fabrican y su aplicación final en el suelo, los fertilizantes han de almacenarse, ya sea a granel o en sacos. La

duración de este almacenamiento varía considerablemente, y puede ser de menos de un mes o de más de un año. Es esencial que, durante este periodo de almacenamiento, el fertilizante permanezca en condiciones de fluir libremente o que el "apelmazamiento" (aglomeración o aglutinación) sea mínimo, de forma que con un poco de mantenimiento normal se restablezca la situación original de libre fluencia. Esto no obstante, desde el comienzo mismo de la industria de los fertilizantes químicos, han sido frecuentes los problemas de excesivo apelmazamiento durante el almacenamiento, cuestión que ha sido objeto de mucho estudio y de numerosas publicaciones.

En la mayor parte de los fertilizantes, la causa del apelmazamiento es la formación de enlaces cristalinos entre las partículas de fertilizante [49, 68, 69]. Estos cristales se desarrollan durante el almacenamiento bien como resultado de reacciones químicas internas continuadas bien por efectos térmicos que se traducen en el depósito de cristales a partir de cantidades minúsculas de soluciones salinas presentes en los fertilizantes. La figura 18 es una fotomicrografía de cristales desarrollados en la superficie de un fertilizante compuesto granular durante 3 meses de almacenamiento. El intercrecimiento de tales cristales entre los gránulos, o entre partículas de un producto no granular, se traduce en apelmazamiento. Normalmente, la composición química de los cristales de enlace es distinta en los fertilizantes con formulación distinta; la variedad de los compuestos de enlace identificados es muy grande. Se ha informado sobre unos pocos casos en que el enlace entre partículas se debía sólo a las fuerzas de cohesión, sin crecimiento cristalino apreciable [70].

En contra de lo que se cree con frecuencia, el apelmazamiento durante el almacenamiento (en sacos o a granel) no suele ser resultado de la absorción de humedad durante el almacenamiento:

CUADRO 5. RESULTADOS DE ENSAYOS DE LABORATORIO PARA DETERMINAR LA PERSISTENCIA DE LA FLUIDEZ DE FERTILIZANTES EN CONDICIONES DE HUMEDAD [67]

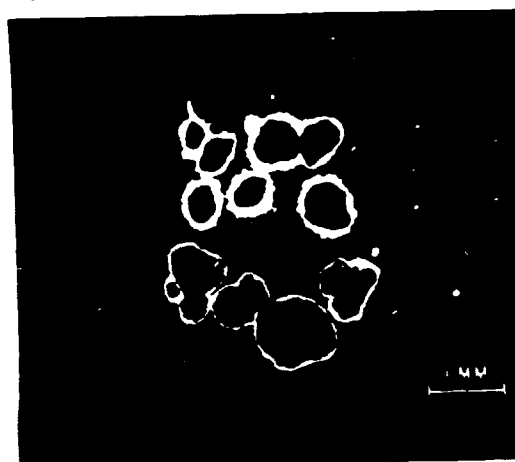
Calidad y tipo de fertilizante	Humedad crítica (%)	Capacidad de retención de la humedad (%)	Minutos de fluencia libre a 30°C, 90% HR
NPK 19-19-19, basado en urea fundida	45	18,5	20
NPK 19-19-19, base perdigones de urea	45	7,7	16
NPK 20-10-10, base nitrato	55	6,7	73
NPK 17-17-17, base nitrato	55	8,3	105
Urea-fosfato amónico 28-28-0	55	16,0	36
Urea-fosfato amónico 35-17-0	55	26,2	52
Perdigones de nitrato amónico 34-0-0	59	2,1	11
NPK 13-13-13, base sulfato	70	11,0	156
Polifosfato amónico (TVA) 11-55-0	70	7,9	164
Fosfato diamónico 18-46-0	70	14,1	70-140
Perdigones de urea 46-0-0	73	3,2	9

^aDeterminada en ensayo de penetración, en laboratorio (véase el cuadro 4)

Figura 18. Fotomicrografía de gránulos de fertilizante de calidad 12-12-12 producido a partir de una solución de urea-amoniaco. Fotografías tomadas a los 3 meses de almacenamiento en sacos; los enlaces de apelmazamiento se identificaron como un complejo de urea-cloruro amónico [69]



Primer plano de un cristal superficial causante de apelmazamiento formado en 3 meses de almacenamiento



Influencia del secado (gránulos de la parte inferior) en la reducción del desarrollo de enlaces causantes de apelmazamiento durante el almacenamiento

con mucha más probabilidad, la causa es probablemente la presencia de humedad excesiva dejada en el producto durante la fabricación, o bien otros varios factores que examinaremos también. El fertilizante almacenado en sacos modernos a prueba de humedad queda bien protegido de la humedad exterior y sin embargo no es raro que en el fertilizante contenido en esos sacos se observe apelmazamiento. De la misma manera, el fertilizante situado en el centro de montones de almacenamiento a granel queda protegido de la humedad exterior por el fertilizante que lo rodea; con todo y con eso, es muy frecuente que los casos de mayor apelmazamiento se den en el centro de los montones. Esto no quiere decir, sin embargo, que se haya de restar importancia a otros aspectos indeseables que la humedad elevada tiene sobre el almacenamiento a granel. Esa humedad elevada ocasiona, como ya hemos visto, mojamiento y apelmazamiento de las superficies de los montones; con la exposición prolongada, la penetración de esa humedad superficial en algunos fertilizantes puede progresar hasta zonas bastante hondas. Además, el empleo de bandas transportadoras o de otros medios de manutención de fertilizantes en una atmósfera húmeda antes de su ensacado o de su acumulación en montones puede introducir humedad que más adelante provocará el apelmazamiento.

La identificación o el examen de los factores que causan el apelmazamiento ha sido tema de numerosas publicaciones [49, 68, 69, 70, 71, 72]. A continuación se discuten los principales factores que pueden regularse a fin de reducir o impedir el apelmazamiento de los fertilizantes durante su almacenamiento en sacos o a granel.

1. Influencia del grado de humedad

La cantidad de humedad que se deja permanecer en un fertilizante durante su fabricación influye mucho en su tendencia a apelmazarse durante el almacenamiento. En el caso de la mayor parte de los mecanismos de apelmazamiento, la presencia de humedad, en forma de fase de solución, es esencial. Cuanto mayor sea el grado de secado durante la fabricación, menos activos se mostrarán los mecanismos de apelmazamiento. La magnitud del secado necesario para inactivar eficazmente esos mecanismos varía bastante según la composición química y la estructura física del fertilizante. Por lo general, los fertilizantes ricos en sales de nitrógeno requieren mayor secado. Esto se aplica en particular a los fertilizantes que contienen nitrato amónico o urea. Más abajo se dan algunas pautas, de tipo general, sobre el contenido máximo en humedad de algunos fertilizantes granulares. Estos valores deben utilizarse sólo en forma muy general, porque numerosas variantes del proceso de fabricación alteran la influencia de la humedad en las propiedades de almacenamiento y de manutención aunque no varíe la composición del fertilizante. Los valores dados corresponden sólo al contenido "evento de agua" (agua no hidrato), tal como se determina mediante una operación de secado en vacío mantenida durante 16-18 horas utilizando una muestra a 25-30 C (procedimiento 2013 de la Asociación de químicos analíticos norteamericana (Association of Official Analytical Chemists, U.S.A.)). Los resultados obtenidos por algunos otros métodos analíticos, como el de secado en horno o el empleo de reactivo de Karl Fischer,

pueden incluir agua en forma de hidrato que normalmente no participa en los procesos de apelmazamiento.

Humedad del producto, 0-0,5%

- Nitrato amónico
- Urea
- Sulfato amónico
- Nitrato cálcico
- Nitrato sódico

Humedad del producto, 0,5-1,0%

Fertilizantes mezclados, con relación N:P₂O₅ de 1:1 o superiores, que contengan urea o nitrato amónico

Humedad del producto, 1,0-1,5%

Fertilizantes mixtos, con relaciones N:P₂O₅ inferiores a 1:1, que contengan urea o nitrato amónico

Fertilizantes mixtos, con relaciones N:P₂O₅ inferiores a 1:1, que no contengan urea ni nitrato amónico

Humedad del producto, 1,5-2,0%

Fertilizantes mixtos, con relaciones N:P₂O₅ inferiores a 1:1, que no contengan urea ni nitrato amónico

Humedad del producto, superior a 2,0%

Fertilizantes mixtos sin nitrógeno o con poco nitrógeno Superfosfatos

No basta con mantenerse dentro de los niveles de humedad indicados más arriba para asegurar necesariamente buenas propiedades de almacenamiento si no se toman otras medidas, como se indica más abajo. Algunos fertilizantes ricos en nitrógeno —por ejemplo, el nitrato amónico, y el nitrato cálcico, así como algunos productos NPK granulares ricos en nitrógeno— requieren el empleo de acondicionadores antiaglomerantes (agentes de revestimiento) además del alto grado de secado arriba indicado. Como se discute más adelante, los acondicionadores pueden utilizarse también como medio de reducir el grado de secado requerido por algunos productos.

2. Influencia del tamaño y de la dureza de las partículas

La producción de partículas de fertilizante relativamente grandes, sin finos, reduce el número de puntos de contacto entre las partículas y, por ende, el apelmazamiento. Esta reducción de la tendencia al apelmazamiento fue uno de los principales alicientes que explican el incremento cobrado en los años 40 y 50 por los fertilizantes granulares con preferencia a los pulverizados. Por lo general, los productos granulares requieren un secado menos completo y tienden a requerir menos uso de acondicionadores que los materiales pulverizados de igual composición.

La debilidad mecánica de los gránulos suele promover un apelmazamiento excesivo. Sometidos a la presión que suponen los montones de almacenamiento, los gránulos débiles tienden a deformarse y a constituir zonas relativamente amplias de contacto entre los gránulos. Además, la fractura de gránulos puede formar finos que fomentan el apelmazamiento. Como se ha mencionado en un apartado anterior, conviene tener una dureza de gránulo de por lo menos 5 libras (2,27 kg) (resistencia al aplastamiento de los gránulos con números de malla 7-8); y una dureza de 3 es aproximadamente el límite inferior de aceptabilidad.

3. Influencia de los "acondicionadores"

Se denomina "acondicionador" de un fertilizante al material que se le añade para promover el mantenimiento de buenas condiciones físicas (facilidad de fluencia) durante el almacenamiento y la manutención. El empleo de un acondicionador es esencial en el caso de algunos productos ricos en nitrógeno, pero no es absolutamente necesario para todos los fertilizantes. Por lo general, es preferible utilizar otros medios, tales como un buen secado, para evitar el apelmazamiento; de esta forma se evita el gasto de comprar y añadir acondicionador. Antes del advenimiento de la granulación, cuando la mayoría de los fertilizantes eran pulverizados, los acondicionadores más populares eran materiales de partículas bastas que funcionaban principalmente como agentes de relleno para "hacer bullo"; se trataba de materiales tales como la vermiculita, la perlita, las cáscaras de semilla de algodón, el aserrín, las mazorecas de maíz, los tallos del tabaco, la cáscara del arroz, la turba, etc. Al llegar la granulación, se puso de manifiesto que estos materiales bastos no resultaban eficaces como antiaglomerantes en los productos granulares; se halló que los acondicionadores más eficaces para los productos granulares eran los agentes de recubrimiento que se adhieren a la superficie de los gránulos. La mayor parte de los acondicionadores que se utilizan ahora en los fertilizantes granulares son o polvos muy finos que se adhieren a la superficie de los gránulos o líquidos que se aplican a sus superficies con aparatos de aspersión. Los mecanismos por los que actúan estos agentes antiaglomerantes son diversos. Los polvos inertes, como es la tierra de diatomeas, las arcillas y el talco funcionan como barreras mecánicas entre los gránulos y sirven también para absorber, extender e inactivar la fase de solución en la superficie de los gránulos. Cuando se forman enlaces de apelmazamiento, la presencia del acondicionador suele debilitarlos, con el resultado de que el apelmazamiento es menor. Los acondicionadores líquidos suelen funcionar como modificadores de los cris-

tales para impedir o reducir el crecimiento de cristales entre los granulos. Algunos acondicionadores inertes sólidos se tratan previamente con aditivos químicos. En el caso de estos productos, el portador inerte sirve para distribuir, bien por igual, una pequeñísima cantidad de producto químico sobre las superficies de los granulos y funciona también como barrera mecánica y como extensor de la fase de solución. En contra de lo que suele creerse, la mayoría de los agentes antiaglomerantes (acondicionadores) utilizados para los fertilizantes no actúan como barreras contra la humedad ni como agentes de impermeabilización. La mayoría de los fertilizantes acondicionados, si se exponen a la acción de una atmósfera húmeda como ocurre en los ensayos de absorción-penetración (véase el apartado anterior correspondiente), absorberán humedad y serán penetrados por ella en la misma medida que un producto sin acondicionador. Hay unas pocas excepciones en las que algunos acondicionadores —por ejemplo, las mezclas cera-aceite o los revestimientos plásticos— se han concebido específicamente con el fin de mejorar la resistencia a la humedad de los productos higroscópicos [73, 74, 75].

Unos pocos acondicionadores, clasificados como acondicionadores "internos", se añaden a las formulaciones de los fertilizantes antes de la granulación: estos acondicionadores actúan internamente, por lo general como endurecedores o modificadores de cristales, para mejorar las propiedades de almacenamiento. En el caso del fertilizante de nitrato amónico, los acondicionadores internos suelen usarse para inhibir o modificar la influencia de las inversiones de fase cristalina que se originan como consecuencia de los cambios cíclicos de temperatura que se producen durante el almacenamiento; en particular, la inversión que se produce a los 32 C (90 F) puede hacer que los perdigones de nitrato amónico no sujetos a esta acción estallen y se apelmacen seriamente en condiciones de almacenamiento con cambios cíclicos de temperatura [76, 77, 78]. En el caso de la producción de perdigones o granulos de urea, una práctica muy extendida es la de incluir un 0,2-0,5% de formaldehído o de urea-formaldehído en la masa fundida de urea como endurecedor y aditivo antiaglomerante [79, 80, 81]. Si se usa un aditivo de este tipo, no hace falta agente acondicionador. Los productos fertilizantes producidos a partir de ácidos fosfóricos de vía húmeda se caracterizan por contener proporciones significativas de impurezas consistentes en fosfatos de hierro y aluminicos que, según se ha visto, actúan como acondicionadores antiaglomerantes internos eficaces en el caso de estos productos [82]. Los fosfatos aluminicos y de hierro se encuentran en estos productos como "geles" amorfos que endurecen los productos y, al parecer, inmovilizan la fase de solución. La formación de los fosfatos

aluminicos y de hierro con condiciones de un pH relativamente elevado y baja temperatura promueve la estructura tipo gel más bien que las formas cristalinas [83]; se cree que estas últimas no son beneficiosas para las propiedades físicas del fertilizante. En el caso de algunos fosfatos diamónicos granulares, los problemas de apelmazamiento parecen ser debidos al uso de ácidos de vía húmeda que tenían un contenido en impurezas de hierro y aluminio insólitamente bajo.

Entre los polvos de acondicionamiento sólidos de uso extendido figuran la diatomita, los caolines, el talco y la tiza. Las proporciones aplicadas suelen encontrarse en el campo del 1-4% en peso. Las propiedades que estos acondicionadores en polvo han de tener para ejercer una buena acción antiaglomerante no están bien definidas; así pues, el único método fiable de evaluación es el de hacer ensayos de uso real. Puede decirse, eso sí, que entre las propiedades deseables figura el pequeño tamaño de partícula, la buena adherencia a los granulos y la gran capacidad de absorción de humedad. Los acondicionadores de arcilla son sumamente finos (un 90% < 10 μm , y un 50% < 1 μm) y suelen tener por lo tanto buenas propiedades de adherencia. Las diatomitas son más bastas (90% < 20 μm , 50% < 3 μm) con el resultado de que, a veces, la adherencia es inferior; además, las fuentes de la diatomita no están muy extendidas, de manera que los gastos de transporte pueden ser considerables. Esto no obstante, ha de señalarse que la diatomita tiene propiedades de absorción superiores y es un acondicionador muy eficaz. Es lo suficientemente eficaz para utilizarla, incluso sin aditivo orgánico, como acondicionador para el nitrato amónico, producto que plantea exigencias especialmente rigurosas en cuanto a acondicionador. El talco y la tiza se encuentran con menor facilidad; por consiguiente, su uso está bastante localizado.

Para evaluar los acondicionadores en polvo de posible utilización, conviene primero efectuar un ensayo de adherencia (véase más adelante el apartado correspondiente); los polvos que no se adhieran bien (es decir, cuyo porcentaje de adherencia no llegue por lo menos al 85%) cuando se apliquen en un tambor de recubrimiento bien proyectado conducirán normalmente a la obtención de productos pulverulentos y tendrán menor eficacia como antiaglomerantes. Es importante determinar bien el tamaño del tambor de recubrimiento y cuidar de que su funcionamiento sea correcto [84]. Los polvos que se vea tienen una adherencia aceptable deben luego someterse a ensayos en cuanto a la acción antiaglomerante a diversas tasas de aplicación dentro del campo de la viabilidad económica. A menudo la adherencia de los acondicionadores puede mejorarse rociando el fertilizante con una pequeña cantidad de aceite combustible (por lo general, sólo un 0,2-0,5%)

antes o después de la aplicación del acondicionador. Esta práctica está muy extendida en Europa. Da mejor resultado si se hace con un aceite bastante viscoso (25-100 centistokes) con gran contenido en parafina. Los aceites menos viscosos se absorben con excesiva facilidad en los gránulos y además presentan riesgos de volatilidad. Ahora bien, no conviene emplear aceites para el nitrato amónico o los productos ricos en nitratos, por los peligros de explosión o quemadura. Esto no obstante, algunos ensayos de la TVA indican que los gránulos de NP que contengan menos de un 60% de nitrato amónico no resultan sensibilizados por la adición de aceite, por lo menos si el contenido de éste no pasa del 3% [85].

Los caolines se encuentran con facilidad y son relativamente económicos. Si se utilizan solos (sin aditivo orgánico) suelen ser lo suficientemente eficaces para utilizarlos con la mayoría de los fertilizantes granulares NP o NPK y en la urea. Sin aditivo orgánico, los caolines no se consideran por lo general bastante eficaces para usarlos con el nitrato amónico o algunos otros productos ricos en nitrato. Ahora bien: el empleo de algunos aditivos orgánicos en combinación con caolines mejora a éstos lo bastante para que puedan usarse con esos productos: el caolín sometido a tratamiento orgánico es ahora un acondicionador muy extendido para el nitrato amónico [86]. Los aditivos orgánicos suelen ser surfactantes o aminas hidrófobas; se pueden aplicar por separado al fertilizante o aplicarse previamente al caolín [86, 87, 88, 89]. También se utilizan a veces estos productos orgánicos, y otros, sin caolín o sin ningún otro agente de recubrimiento sólido.

4. Influencia de la temperatura de almacenamiento

Las temperaturas de almacenamiento elevadas aumentan, por lo menos en el caso de algunos fertilizantes, la tendencia al apelmazamiento. Por este motivo, conviene refrescar adecuadamente los productos recién fabricados antes de su almacenamiento en sacos o a granel. La máxima temperatura de almacenamiento a granel recomendable para los fertilizantes de nitrato amónico o los fertilizantes mixtos granulados que lo contengan es probablemente de unos 54°C (130°F). A juzgar por los trabajos de la TVA, es posible que los fertilizantes mixtos con base de urea fabricados con superfosfatos no amonificados o parcialmente amonificados tengan que ser enfriados hasta una temperatura similar a la indicada para impedir la hidrólisis de la urea y la consiguiente pérdida de hidrosolubilidad del P₂O₅. En cambio, el fosfato diamónico y los productos granulares basados en un sulfato o los de urea-sulfato amónico, suelen necesitar refrescarse hasta tan sólo una tempera-

tura de 71°C (160°F). También la urea granulada en perdigones y la urea granular parecen ser menos sensibles que el nitrato amónico a la temperatura de almacenamiento; en algunos casos, temperaturas de almacenamiento de hasta 82°C (180°F) no han originado aumento significativo alguno de la tendencia al apelmazamiento. Estas temperaturas de almacenamiento se entienden para productos bien secos; con el aumento del grado de humedad de los productos cabe esperar una mayor sensibilidad a la influencia de la temperatura de almacenamiento. Si el producto se ha de ensacar inmediatamente después de la producción, conviene aplicar un enfriamiento que deje la temperatura en 54°C (130°F) o menos, para evitar que sufran daño los sacos.

5. Influencia de la presión de almacenamiento

Si un fertilizante tiene una tendencia significativa a apelmazarse durante el almacenamiento, se debe evitar exponerlo a una presión de almacenamiento elevada, sobre todo si el almacenamiento es prolongado. Con frecuencia, el grado de apelmazamiento depende por completo de la presión de almacenamiento. Se puede limitar la presión limitando la altura de los montones de sacos o de los montones de material almacenado a granel. Una pila de 20 sacos se considera una altura moderada. La presión que se ejerce sobre el saco inferior en una pila de éstas puede calcularse midiendo la superficie de soporte del saco (área de la zona de contacto entre sacos) y dividiendo el peso de la pila de sacos por esta área. En el caso de una pila normal de 20 sacos de 50 libras (25 kg) de peso, esta presión es de unas 4,0 libras por pulgada cuadrada (0,28 kg/cm²). En una pila de 20 sacos de 50 kg (110 libras), la presión correspondiente es de unas 6,4 libras por pulgada cuadrada (0,45 kg/cm²). No es raro que se dispongan pilas de entre 30 y 40 sacos (por lo general sobre paletas) en el caso de algunos fertilizantes de baja tendencia al apelmazamiento.

La presión media ejercida sobre el fertilizante en la base de un montón cónico de fertilizante almacenado a granel de altura "h" puede calcularse como $hd/3$, siendo "d" la densidad aparente del material. Suponiendo que la presión varíe linealmente desde 0 en los bordes del montón hasta el máximo en el centro del mismo², la presión máxima en el montón sería $2hd/3$. Sobre esta base, para un material de 60 libras por pie cúbico (961 kg/m³) de densidad, la relación entre las presiones del montón y la altura del mismo y las alturas equivalentes en pilas de sacos sería la siguiente:

²Esta hipótesis no es necesariamente exacta, pero se estima que conduce a unos valores de presión máxima cautelosos (es decir, superiores a los reales).

Altura máxima de la pila, en pies	15	20	25	30	35	40
Altura máxima de la pila (metros)	(4,6)	(6,1)	(7,6)	(9,1)	(10,7)	(12,2)
Presión media en la base libras/pulg. ² (kg/cm ²)	2,0 (0,14)	2,8 (0,20)	3,5 (0,25)	4,2 (0,30)	4,9 (0,34)	5,6 (0,39)
Presión máxima libras/pulg. ² (kg/cm ²)	4,1 (0,29)	5,5 (0,39)	7,0 (0,49)	8,3 (0,58)	9,7 (0,68)	11,1 (0,78)
Altura de la pila de sacos que daría la misma presión máxima ^a , número de sacos	22	30	38	45	52	60

^aA base de sacos corrientes de 50 libras (23 kg)

6. Influencia del curado

El envejecimiento intencionado del fertilizante de un montón de almacenamiento antes de su ensacado o de su expedición a granel suele designarse como "curado". En la fabricación de superfosfatos, se suele practicar un curado de unos 30 días para que continúen las reacciones ácido-fosforita y elevar así la cantidad de P₂O₅ asimilable, reducir el contenido en ácido libre, y mejorar las propiedades físicas [90]. El curado también es bueno para algunos fertilizantes mixtos granulares, como medio de reducir la subsiguiente tendencia al apelmazamiento [69, 72]. Esta influencia es especialmente marcada en el caso de los productos formulados para contener cantidades apreciables de superfosfatos, pero lo es mucho menos en el caso de los productos basados en el fosfato amónico o en el de los fertilizantes de nitrógeno sin mezcla. En los productos a los que beneficia el curado, parecer ser que las reacciones químicas que causan los enlaces de apelmazamiento continúan hasta llegar a su casi terminación durante el período de curado; el calor de reacción que conserva el montón de curado acelera la terminación de estas reacciones. Una vez rotos los enlaces al regenerarse el material del montón de curado, habrá menor tendencia a que se creen nuevos enlaces.

7. Ensayos de almacenamiento en sacos grandes

La tendencia al apelmazamiento de un fertilizante puede evaluarse con seguridad mediante un ensayo de almacenamiento, a presión, en sacos de fertilizante impermeabilizados de tamaño estándar. Como lo que se ensaya son las propiedades del fertilizante, y no las del saco, se debe utilizar el mejor saco disponible y, si hay la menor duda en cuanto a la impermeabilidad a la humedad del saco de ensayo, cubrirlo con otro de polietileno que complete la protección. Los resultados de un ensayo de almacenamiento efectuado en tales condiciones nos dan una indicación no sólo de las propiedades de almacenamiento en sacos del

producto sino también de su tendencia a apelmazarse bajo presión cuando se encuentra en la parte inferior de pilas de sacos almacenados. Como ya se indicó en un apartado anterior, el fertilizante que se encuentra en la parte central de una pila o montón de material almacenado a granel se ve protegido con eficacia de la intrusión de humedad por el material circundante; así pues, el entorno ambiental sería similar al del material contenido en un saco a prueba de humedad. Además, las presiones de almacenamiento en las pilas de altura moderada son aproximadamente iguales a las que se sufren en las pilas de sacos (véase el apartado anterior titulado "Influencia de la presión de almacenamiento").

Las principales ventajas de los ensayos de almacenamiento en sacos grandes son la fiabilidad de los resultados y la limitada necesidad de equipo especializado. Las desventajas son las siguientes:

1. El ensayo no es un ensayo acelerado; por consiguiente, ofrece escaso valor para el control de calidad en las fases de producción.
2. Se requiere una cantidad relativamente grande de material.
3. Se requiere una zona de ensayo relativamente grande.
4. La formación de pilas de sacos o cualesquiera otras medidas para aplicar presión requieren bastante mano de obra.
5. Las inspecciones intermedias requieren considerable mano de obra para deshacer y volver a formar las pilas o montones.

Los procedimientos que se mencionan en las comunicaciones existentes en cuanto a la realización de ensayos de almacenamiento en sacos son por lo general similares. A continuación se describe el procedimiento que viene utilizando la TVA, que es la simplificación de un procedimiento objeto de una comunicación anterior [42].

1. El ensayo se hace con sacos de fertilizante de 50 libras (23 kg). Los sacos son de polietileno lineal con paredes de 7 milésimas de espesor.

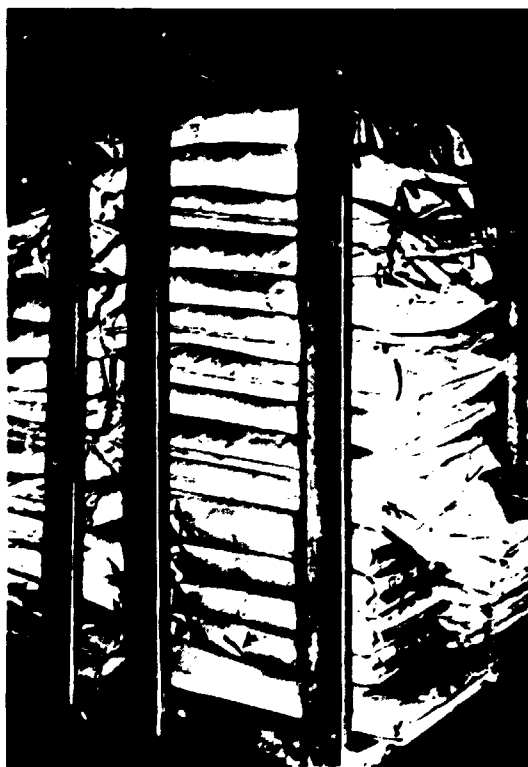
y sistema de llenado por válvula. En algunos ensayos, se recubren con sacos exteriores de polietileno de 6 milésimas para incrementar la protección contra la humedad. Como hay diferencias de densidad aparente entre los diversos materiales ensayados, el peso del material utilizado se ajusta para que los sacos se llenen hasta el volumen para el cual han sido diseñados.

2. Se dispone verticalmente de 1 a 5 sacos del material a ensayar y se coloca sobre el saco de más arriba una pieza de madera terciada de 17 por 30 pulgadas (43 por 76 cm). Luego se apilan sobre esa pieza de madera terciada diez sacos de arena de 100 libras (45.4 kg). Toda la pila de sacos va encerrada en un armazón de madera que tiene sólo los largueros necesarios para evitar que la pila de sacos se derrumbe. La presión resultante sobre los sacos ensayados (3.5-4.0 libras/pulg.², o sea 0.25-0.28 kg/cm²) equivale a la que existiría en la parte inferior de una pila de 20 sacos de 50 libras (22.7 kg). En la figura 19 se observa uno de estos ensayos.
3. Los ensayos de almacenamiento se efectúan en un almacén amplio, sin calefacción, cons-

truido con ladrillo hueco y pavimento de hormigón. Cada pila de ensayo descansa sobre un saco falso situado sobre una plataforma de madera, a fin de aislar los sacos de ensayo respecto del suelo. Las ventanas y montantes del edificio se mantienen abiertas; de esta forma, se simulan las condiciones normales de los almacenes, que suelen estar abiertos. Como, por lo general, los fertilizantes están en sacos bien fabricados y a prueba de humedades, la humedad que pueda entrar por las ventanas abiertas carece de importancia, pero el mantener abiertas las ventanas sirve para imitar las fluctuaciones de temperatura propias de un almacén abierto.

4. Se efectúan inspecciones a intervalos tales como 1, 3, 6, 9 y 12 meses. Los productos en los que se desarrolla una cantidad apreciable de apelmazamiento en un mes es muy probable que ocasionen un apelmazamiento más serio durante un almacenamiento de mayor duración. En cambio, el hecho de que haya productos que no formen terrones durante el primer mes no quiere decir necesariamente que no vayan a presentar serios problemas de apelmazamiento durante la etapa ulterior de

Figura 19. Ensayos de almacenamiento de fertilizantes en sacos grandes y pequeños



Sacos de ensayo de 50 libras debajo de sacos de arena de 100 libras



Sacos de ensayo de 3 libras bajo pesos de plomo de 130 libras

almacenamiento. El procedimiento que se sigue para las inspecciones es el siguiente:

- a) Se retiran los 10 sacos de arriba (falsos) y se inspecciona uno de los sacos de ensayo para ver hasta qué punto se ha "asentado", sin moverlo de su posición original. El operario palpa el saco y registra el punto de asentamiento del saco como nulo (0), ligero (L), mediano (M), o duro (H de "hard"). El grado de asentamiento del saco no es una indicación fiable del grado de apelmazamiento, pero influye en la acogida que tiene el producto entre los clientes.
- b) Se deja luego caer el saco una vez, de canto, desde una altura aproximada de 1 metro (3 pies), sobre un suelo de hormigón, para imitar las condiciones normales de mantenimiento. Luego se practica un corte para abrir el saco y el material se tamiza muy suavemente (sin rotura de terrones) para determinar qué proporción contiene de terrones de más de media pulgada (1.3 cm) de tamaño.
- c) La clasificación de los terrones en cuanto a su dureza se hace aplastándolos con la mano. Se asignan a los terrones las categorías de "livianos" (L), "medianos" (M), o "duros" (H). Son livianos los terrones que se romperían fácilmente en la mayoría de las máquinas aplicadoras. Los terrones medianos no serían normalmente rotos por las maquinarias aplicadoras pero se podrían aplastar satisfactoriamente con algún tratamiento especial. Los terrones duros no suelen ser aceptables para ningún uso.
- d) Los resultados de la inspección se comunican de forma abreviada para dar el asentamiento del saco, el porcentaje de terrones y la dureza de éstos. Por ejemplo, una nota M-10-L indicaría un asentamiento mediano del saco, un 10% de terrones de más de media pulgada (1.3 cm) después del ensayo de caída, y la calificación de livianos para los terrones.

No es posible dar un criterio de aplicabilidad universal en cuanto al grado de apelmazamiento tolerable, ya que las necesidades difieren mucho en distintas zonas y también según los distintos usos. Cuando la aplicación del fertilizante se hace a máquina, es sumamente conveniente que no haya en absoluto terrones, pero si hay unos pocos terrones livianos (hasta un 15% quizá), la partida se puede aceptar. Para la aplicación manual, cuando se dispone de mano de obra y se puede dar a cada saco un tratamiento individual, quizá no se consideren intolerables un mayor porcentaje

de terrones y la presencia de terrones de dureza media.

8. Ensayos de almacenamiento con sacos pequeños

Algunas de las desventajas de los ensayos de almacenamiento efectuados con sacos grandes pueden evitarse ensayando con sacos pequeños. Estos ensayos pueden hacerse con menores cantidades de material, y se evita la necesidad de manipular sacos de ensayo pesados y sacos falsos. En la figura 19 puede apreciarse un ensayo con sacos pequeños efectuado en la TVA [42]. En este ensayo, el tamaño del saco es de unas 3 libras (1.4 kg; tamaño del saco lleno $12 \times 7 \times 25$ cm) y la presión se aplica mediante un peso de plomo de 130 libras (59 kg). Al igual que en el caso de los ensayos con sacos grandes, se toman precauciones para cuidar de que los sacos sean impermeables a la humedad; se usa un saco a prueba de humedad y un saco sobrepuesto de polietileno como protección adicional. La presión de ensayo, determinada por el peso de plomo y la superficie de contacto de los sacos, es la misma (aproximadamente, 4 libras/pulg.², o sea 0.28 kg/cm^2) que en los ensayos con sacos grandes. También como en el caso de los ensayos con sacos grandes, se trata de un ensayo no acelerado, y se utilizan periodos de inspección de 1, 3, 6, 9 y 12 meses. El emplazamiento del lugar de almacenamiento y los procedimientos de inspección y evaluación son exactamente como los descritos más arriba para los sacos grandes, con la excepción de que el saco pequeño se deja caer dos veces antes de abrirlo, porque se ha visto que se halla así una mejor correlación con los resultados que arrojan los ensayos de sacos grandes. Con esta modificación, los resultados de ensayar sacos pequeños han constituido una buena indicación de las propiedades de almacenamiento en sacos grandes.

Debido al tamaño relativamente pequeño de las pilas de ensayo con sacos pequeños, resulta fácil hacer ensayos especiales en zonas de temperatura regulable. Estos ensayos han indicado que una temperatura elevada constante (90°F ; 32°C) origina una ligera aceleración del proceso de apelmazamiento en comparación con la que se da en los ensayos a temperatura ambiente. Sin embargo, esta pequeña diferencia probablemente no justifica el uso de sistemas especiales de regulación de la temperatura en los ensayos ordinarios. Tampoco se consideró útil disponer un sistema de variación cíclica de las temperaturas.

9. Ensayos acelerados de apelmazamiento

Se han concebido numerosos ensayos para medir la tendencia de los fertilizantes al apelmazamiento sin tener que esperar durante largos

periodos de almacenamiento. En 1972, D. C. Thompson comunico que, en un examen de la literatura existente al respecto, habian aparecido descripciones de 41 ensayos de este estilo [70]. Los incentivos existentes para el desarrollo de un ensayo de este tipo son evidentes. Al poder obtener los resultados rápidamente, los ensayos pueden utilizarse para el control de calidad en la fase de producción o como base para la aceptación o rechazo de los fertilizantes en el comercio. Además, la obtención rápida de resultados con pequeñas cantidades del producto facilitaria la investigación de los factores que influyen en el apelmazamiento de los fertilizantes. Por desgracia, empero, parece ser que ninguno de los procedimientos comunicados ha resultado ser plenamente fiable para su aplicación a una gran variedad de fertilizantes. Como resultado de ello, no hay ninguna aceptación general de ensayos acelerados, y el uso de éstos se limita casi exclusivamente a estudios de investigación y a aquellas aplicaciones de control de calidad en las que es posible efectuar correlaciones empiricas con las propiedades de un producto concreto. Para estos usos, parece ser que el ensayo acelerado de apelmazamiento tiene considerable valor.

Esencialmente, todos los procedimientos de ensayo acelerado entrañan las operaciones básicas siguientes:

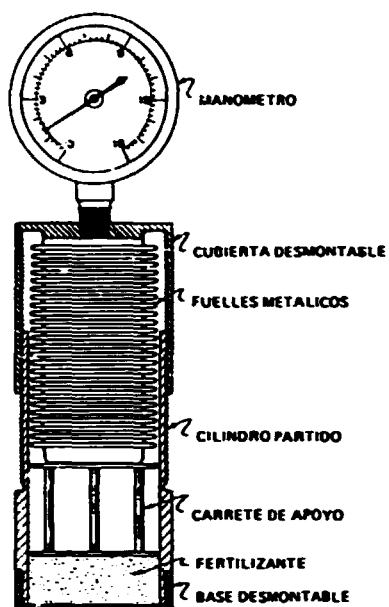
1. Almacenamiento por breve plazo de una pequeña muestra de fertilizante sujeto a una presión y a otras condiciones de almacenamiento que suelen ser más rigurosas que las que se dan en el almacenamiento normal de los fertilizantes y que están concebidas para fomentar el apelmazamiento de la muestra.
2. Medición sensible de la dureza de la torta formada por apelmazamiento.

Como ya indicó Thompson, las condiciones utilizadas para fomentar el apelmazamiento de la muestra no deben ser radicalmente distintas de las que se dan en la práctica real del almacenamiento [70]. Por ejemplo, hay comunicaciones sobre ensayos en los que se permite que el aire húmedo entre en contacto con la muestra durante el periodo de formación de la torta. Como ya se ha indicado anteriormente, esta situación no se da ni en los sacos de fertilizante a prueba de humedad ni en los montones de almacenamiento a granel; así pues, no es condición legítima para un ensayo de almacenamiento. Los resultados obtenidos en tales ensayos no serian indicativos de la tendencia al apelmazamiento en condiciones de almacenamiento normales; para que tuviesen valor, estos ensayos de apelmazamiento acelerados habrían de efectuarse, como se hace con los ensayos de almacenamiento en sacos, con la muestra protegida contra la entrada o salida de humedad. Las condiciones que se han utilizado para acelerar la

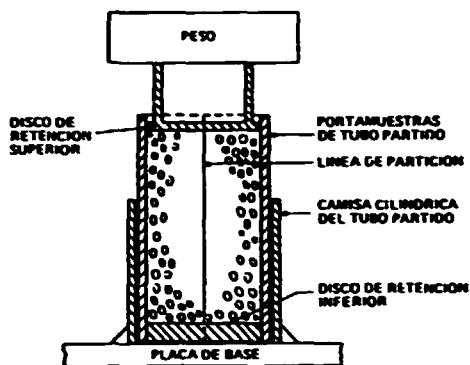
formación de la torta en las muestras protegidas incluyen: a) presión superior a la normal, b) temperatura superior a la normal y c) ciclos de variación de la temperatura. Probablemente, el aumento de la presión es un medio legítimo de hacer que los gránulos de fertilizante entren en más estrecho contacto y fomentar así una torta más fuerte, aunque, en algunos de los ensayos objeto de comunicaciones, el aumento de la presión se ha elevado hasta el extremo de que se excedió la resistencia de los gránulos al aplastamiento. Una elevación moderada de la temperatura también parecería ser un medio legítimo de acelerar las reacciones de apelmazamiento. El aplicar a la temperatura un régimen ciclico, como se ha hecho en algunos ensayos limitados de la TVA que no han sido publicados, no ha acelerado eficazmente el apelmazamiento de los fertilizantes ensayados; además, se ha observado que, normalmente, la temperatura en el interior de los montones a granel o de las zonas de almacenamiento en sacos grandes muestra escasa o nula variación ciclica. Aun aplicando las condiciones más rigurosas que se consideran legítimas para promover el apelmazamiento, el proceso de apelmazamiento de algunos tipos de fertilizantes no se puede acelerar lo bastante para que el ensayo acelerado resulte útil. Un ejemplo típico es la urea, que no suele formar tortas significativas en los ensayos acelerados en condiciones de ensayo legítimas. Esta lentitud natural de algunos procesos de apelmazamiento parece ser el principal obstáculo para el desarrollo de un ensayo acelerado de utilidad universal.

Los ensayos acelerados de apelmazamiento descritos en diversos trabajos difieren en cuanto a las condiciones y el equipo utilizados para formar la torta de fertilizante y en cuanto al equipo utilizado para medir la dureza de la torta. En la figura 20 se representan varios tipos de equipo utilizados para formar tortas cilíndricas. Sólo se han incluido ensayos en los que las tortas se forman en condiciones protegidas. Para los ensayos representados en la figura, el campo aproximado de presiones aplicadas iba de 0,2 a 1,7 kg/cm² (3 a 24 libras por pulgada cuadrada) [72, 86]. Los periodos de ensayo estándar oscilaban entre 7 y 28 días [41, 72]. Los detalles pueden consultarse en las referencias bibliográficas que se indican. En todos los ensayos representados, el grado de apelmazamiento se medía como la fuerza vertical requerida para fracturar las tortas resultantes. En algunos otros ensayos con tortas cilíndricas, el apelmazamiento se ha medido atendiendo a la penetración de un penetrómetro terminado en aguja [87] o a la fuerza requerida para separar de la torta un taco con ayuda de un disco de pequeño diámetro que ha de fracturar la torta [70, 91]. En otro ensayo acelerado de apelmazamiento descrito, la torta se forma dentro de dos cilindros metálicos apilados verticalmente,

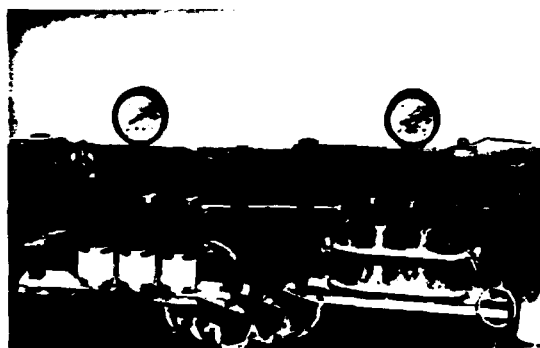
Figura 20. Algunos de los métodos descritos para la formación de tortas de fertilizante en los ensayos acelerados de apelmazamiento



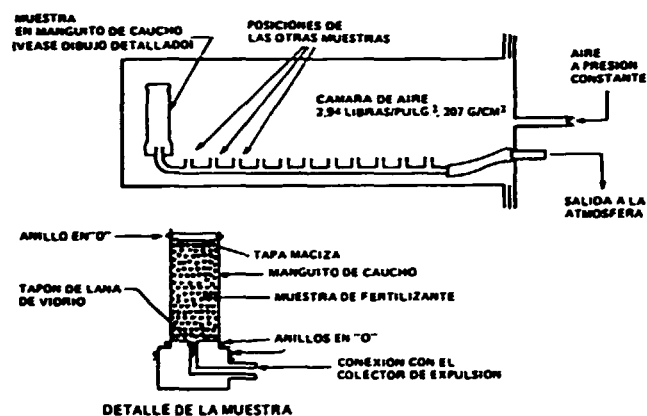
(A) Presión aplicada por compresión de fuelles llenos de aire o de aceite [41, 71]



(B) Presión aplicada por peso muerto [93, 94]



(C) Presión aplicada por aire a los fuelles de un aparato de ensayo de "molde de cemento" [86, 95]



(D) Presión aplicada por aire en un recipiente que rodea a las muestras en manguitos delgados de caucho [72]

y el grado de apelmazamiento se mide como el esfuerzo cortante necesario para fracturar la torta en el punto de unión de los dos cilindros [92]. Y en otro tipo de ensayo acelerado de apelmazamiento se aplica presión a unas bolsitas de plástico muy pequeñas que contienen el fertilizante, y el apelmazamiento se mide por un procedimiento normalizado [50, 86].

K. Compatibilidad química de las mezclas

El primer paso hacia la producción de un buen fertilizante mezclado a granel es la elección de ingredientes que sean químicamente compatibles. Afortunadamente, las combinaciones de materiales

fertilizantes importantes que pueden crear problemas a este respecto son muy pocas. La incompatibilidad química de los materiales puede manifestarse por la formación de calor en la mezcla, la aparición de fenómenos de mojadura, la formación de gases o el apelmazamiento. La mejor forma de detectar estos tipos de incompatibilidad son los ensayos en sacos grandes o pequeños (véase el apartado precedente); sin embargo, un simple "ensayo de botella" también resulta útil. En el ensayo de botella, se toma una muestra de mezcla recién producida y se mete en un frasco de cuatro onzas, que se cierra cuidadosamente, se almacena en un camerín ligeramente calentado (86°F; 30°C) y se inspecciona una vez transcurrido un período cuya duración puede oscilar entre un día y varios

meses [96]. La inspección revelará los fenómenos de mojadura, apelmazamiento, desintegración o formación de gases nocivos que puedan haberse producido.

Otro tipo de incompatibilidad que se encuentra ocasionalmente es una reducción excesiva de la humedad crítica. Como ya se ha indicado en un apartado precedente ("Humedad crítica"), la humedad crítica de una mezcla de dos materiales suele ser inferior a la de cualquiera de ellos por sí solo. Si esa reducción es excesiva, la mezcla puede resultar demasiado higroscópica para los efectos de la manutención, incluso en atmósferas que sean sólo moderadamente húmedas. Así ocurre en el caso de las mezclas de nitrato amónico con urea, cuya humedad crítica es sólo el 18%. Este tipo de incompatibilidad puede no apreciarse en los ensayos en saco o en frasco, puesto que el aire queda excluido. Para detectar este tipo de incompatibilidad, se debe someter la mezcla a una determinación estándar de humedad crítica (véase el apartado precedente). Si no se dispone de equipo para efectuar ese tipo de ensayo, hay una manera sencilla de comprobar el exceso de higroscopiedad que consiste simplemente en exponer una muestra de la mezcla, en una bandeja abierta, a la acción de la atmósfera durante un periodo de humedad moderada. Si la mezcla es excesivamente higroscópica, a las pocas horas se apreciará un efecto visible de mojadura. Se puede exponer simultáneamente, para comparación, un material estándar de higroscopiedad conocida, como el nitrato amónico.

En la figura 21 puede apreciarse la compatibilidad química de algunos materiales fertilizantes de uso más extendido que se utilizan en las mezclas a granel. Como ya hemos visto, la única combinación completamente incompatible es la del nitrato amónico con la urea. Sin embargo, las combinaciones de la urea con los superfosfatos ordinarios o triples, a los que en la figura se da

una nota de "compatibilidad limitada", pueden ser completamente incompatibles según el contenido en agua (agua libre más agua en hidrato) del superfosfato [96]. La causa de la incompatibilidad es una reacción química entre la urea y el monohidrato de fosfato monocálcico, que es el principal constituyente del superfosfato; esta reacción libera agua de hidratación y ocasiona gran pegajosidad. Las mezclas de fosfato diamónico con superfosfatos también aparecen en la figura como de compatibilidad limitada porque, en algunos ensayos de almacenamiento a largo plazo en sacos, las reacciones entre estos materiales han ocasionado apelmazamiento.

L. Tendencia a la formación de polvo y adherencia del acondicionador

En un fertilizante, la tendencia a la formación de polvo es una propiedad muy indeseable. En estos últimos años, el problema viene cobrando creciente importancia debido a la tendencia hacia la manutención del producto a granel, de preferencia en sacos, y al interés que se atribuye hoy en día a las cuestiones de ecología y de limpieza del medio ambiente laboral.

La granulación contribuye en gran medida a reducir la tendencia de los fertilizantes a la formación de polvo pero, con frecuencia, no resuelve el problema totalmente. Entre las causas más corrientes de esta tendencia de los productos granulares a la formación de polvo cabe incluir lo siguiente:

1. Clasificación por tamaños ineficiente (eliminación de finos).
2. Falta de resistencia mecánica de los gránulos (que se desgastan formando finos).
3. Poca adherencia de los polvos acondicionadores antiaglomerantes.
4. Formación de cristales finos en la superficie de los gránulos que luego se desgastan formando polvo (véase la figura 18). La formación de cristales puede deberse a una reacción química o al desarrollo de cristales causado por el enfriamiento durante el almacenamiento.

De los problemas de la clasificación de los fertilizantes por tamaño y de la dureza de gránulo (puntos 1 y 2 *supra*) ya nos hemos ocupado en apartados anteriores. En cuanto al punto 3, el problema de la adherencia del acondicionador, se examina más adelante. La reacción química y la formación de polvo en la superficie que de ella resulta (punto 4) como causa de la tendencia a la formación de polvo ha sido señalada al tratar del fosfato diamónico granular y de los fertilizantes

Figura 21. Compatibilidad química de los ingredientes de mezclas [18]

NITRATO AMÓNICO		UREA		SULFATO AMÓNICO		SUPERFOSFATO TRIPLE		SUPERFOSFATO SIMPLE		FOSFATO DIAMÓNICO		FOSFATO MONOAMÓNICO		CLORURO POTÁSICO		SULFATO POTÁSICO	
OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK
OK	L	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK
OK	OK	OK	OK	L	L	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK
OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK
OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK

= INCOMPATIBLE
 = COMPATIBILIDAD LIMITADA (VEASE TEXTO)
 = COMPATIBLE

mixtos. En la actualidad, para remediar este problema la principal medida que se viene utilizando es la de rociar los productos con una pequeña proporción (un 0,5% aproximadamente) de aceite lubricante para que el polvo se adhiera a los gránulos.

1. Diseño de los tambores de acondicionamiento

Algunos fertilizantes, como por ejemplo el nitrato amónico granulado en perdigones y algunos productos granulares ricos en nitrógeno, requieren un recubrimiento con proporciones pequeñas (del 1 al 4%) de "polvos" acondicionadores muy finos para impedir el apelmazamiento durante el almacenamiento (véase el apartado precedente). Entre los polvos más usados para estos fines figuran la diatomita, el talco, el caolín, la tiza y la diatomita o el caolín tratados orgánicamente. Con frecuencia, la tendencia del fertilizante a la formación de polvo se debe a la mala adherencia de estos acondicionadores pulveriformes a las superficies de los gránulos. Una manera de corregir este defecto es la de rociar con aceite lubricante el gránulo para realzar la adherencia del acondicionador (véase más adelante); ahora bien, esta adición de aceite lubricante al nitrato amónico o a los productos ricos en nitrato no es permisible, dado el riesgo de explosión de las mezclas nitrato-aceite. Por consiguiente, para tales productos, la única solución a los problemas de formación de polvo estriba en la selección de un polvo acondicionador con buenas características de adherencia y en la aplicación del acondicionador de modo tal que promueva una buena adherencia. Un dispositivo sumamente eficaz y de uso muy extendido para aplicar el polvo acondicionador es un tambor rotatorio exento de aletas (tambor acondicionador) en el que la acción de rodadura y de roce de los gránulos promueve la adherencia del acondicionador. En estudios efectuados con tambores de este tipo en la TVA, se analizó la acción de las partículas en los tambores acondicionadores exentos de aletas y se halló que el grado de adherencia del acondicionador era función de la distancia acumulativa (K) que recorrían en su movimiento de rotación los gránulos en el tambor [84]. Para la aplicación de caolines típicos, con una distancia de rodadura de unos 500 pies (152 m) se conseguía buena adherencia; mientras que en el caso de la diatomita se consideró como deseable una distancia de entre 1.000 y 1.200 pies (305-365 m). También se formularon ecuaciones utilizables para determinar el tamaño del tambor y las condiciones de funcionamiento requeridas para dar determinados valores de distancia de rodadura (K). El gráfico representado en la figura 22, utilizable para diseñar esos tambores, se basa en esas ecuaciones. El gráfico puede utili-

zarse para comprobar si es o no adecuado un tambor ya existente, así como para diseñar tambores nuevos. Si el tambor existente tiene una relación diámetro:longitud distinta de la relación en que se basa el gráfico (2/5), el valor K obtenido para ese diámetro de tambor consultando la carta debe ajustarse en proporción directa a la longitud real del tambor.

2. Medición de la pulverulencia o de la adherencia del acondicionador

En un método mencionado en las comunicaciones sobre medición de la pulverulencia de fertilizantes o de la adherencia del acondicionador se aplica un procedimiento sencillo de tamizado en tamiz fino (por ejemplo, entre 20 y 35 mallas) y de pesado de la cantidad de polvo fino que pasa el tamiz. Esto no obstante, en los estudios de la TVA sobre la adherencia de los acondicionadores se observó que la acción vibratoria del alambre del tamiz contra las partículas de fertilizante tendía en realidad a compactar algunos acondicionadores en las superficies de las partículas y por consiguiente a dar valores de adherencia excesivamente altos. Para obtener valores más realistas, se desarrolló la torre antipolvo de la figura 23 [41, 42]. Consiste esta torre en un tubo de vidrio de 8,57 cm de diámetro (3-3/8 pulg.) por 63,5 cm de altura (25 pulg.) provisto de siete bandejas retirables con tamiz de 1,27 cm (1/2 pulg.). Mientras se hace circular por la torre una corriente de aire a una velocidad de 3 pies por segundo (0,91 m/s), se vierte por su parte superior una muestra de fertilizante de 250 ml. pesada cuidadosamente. Por la parte superior de la torre sale el polvo suelto desprendido por la acción del soplado. La pérdida de polvo se determina pesando la muestra antes y después de verterla. Se halló que, después de unas seis pasadas sucesivas de una muestra por la torre, ya la pérdida de polvo se aproximaba al valor nulo, y por consiguiente se adoptó para esta prueba como norma el efectuar seis pasadas. Con este método se obtuvieron valores de adherencia del acondicionador muy reproducibles. También ha resultado satisfactorio otro sistema en el que el polvo de salida se recogía en un filtro y se pesaba. La torre de eliminación del polvo descrita podría utilizarse también para determinar la pulverulencia de fertilizantes no acondicionados. Se han hecho algunos trabajos prometedores, de resultados no publicados, en el que los muestras de fertilizante se someten a una acción de abrasión por bolas de acero en un tambor pequeño (véase un apartado anterior "Resistencia a la abrasión") y pasan luego por la torre de eliminación del polvo para determinar la cantidad de polvo desarrollada como consecuencia de la abrasión.

Como se ha hallado (apartado precedente) que el grado de adherencia de los acondicionadores depende de la magnitud de la acción giratoria proporcionada durante la operación de recubrimiento, es importante que en el laboratorio se utilice un procedimiento de recubrimiento normalizado cuando se quieren comparar las características de adherencia de distintos acondicionadores, y también que la magnitud de la acción giratoria quede dentro del campo de la que puede proporcionarse en los tambores de acondicionamiento en la fábrica. El procedimiento que se describe a continuación se concibió teniendo en cuenta estas exigencias [41].

El recubrimiento se efectúa en un tambor rotatorio sin aletas totalmente cerrado, de 7.5 pulg. (19 cm) de diámetro, por 2.5 pulg. (6.4 cm) de longitud, que gira sobre un eje horizontal (véase el esquema de la figura 23). Una característica del tambor que se considera importante es la de que uno de sus extremos es separable, lo cual permite vaciarlo por completo sin perder nada de polvo suelto. Se prescindió de las aletas al ver, en los ensayos, que, sin ellas, mejoraba la adherencia.

Para hacer el ensayo se empieza por pesar cuidadosamente una carga de 250 ml de fertilizante no revestido, exento de polvo, que se coloca en el tambor y supone el 14% en volumen, de la carga que el tambor admite. Se ajusta luego la velocidad de rotación a 30 rpm. Con el tambor en rotación, se vierte rápidamente el peso deseado de acondicionador por la abertura de 2 pulg. de diámetro y luego se cierra con el tapón de caucho. Tras añadir el acondicionador, se continúa la rotación, a 30 rpm, durante 15 minutos. Conforme a cálculos efectuados en los que se tiene en cuenta la velocidad del tambor, su diámetro y la carga, se ve que, con un tiempo de rotación de 15 minutos, la distancia media recorrida por un gránulo en el tambor es de unos 700 pies (213 m). Se eligió este valor para el ensayo porque para los acondicionadores de diatomita parecía bastante crítico. Con menos recorrido, la adherencia se reducía significativamente; mientras que con un valor superior de recorrido los aumentos de adherencia eran progresivamente menores [84]. Para las arcillas, el punto crítico quedaba situado aproximadamente en una distancia de 300 pies de recorrido. Una distancia de 700 pies de recorrido

Figura 22. Tamaño y velocidad de rotación del tambor acondicionador sin aletas requerido para obtener diversas distancias de rodadura de los gránulos (K)

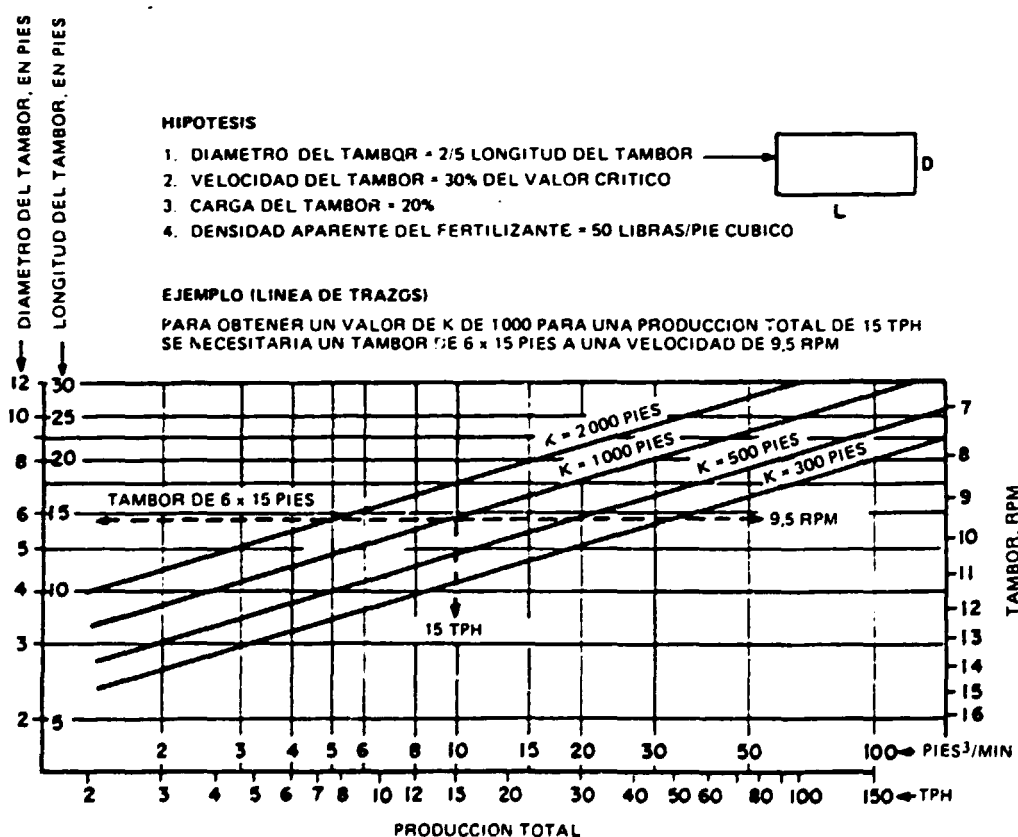
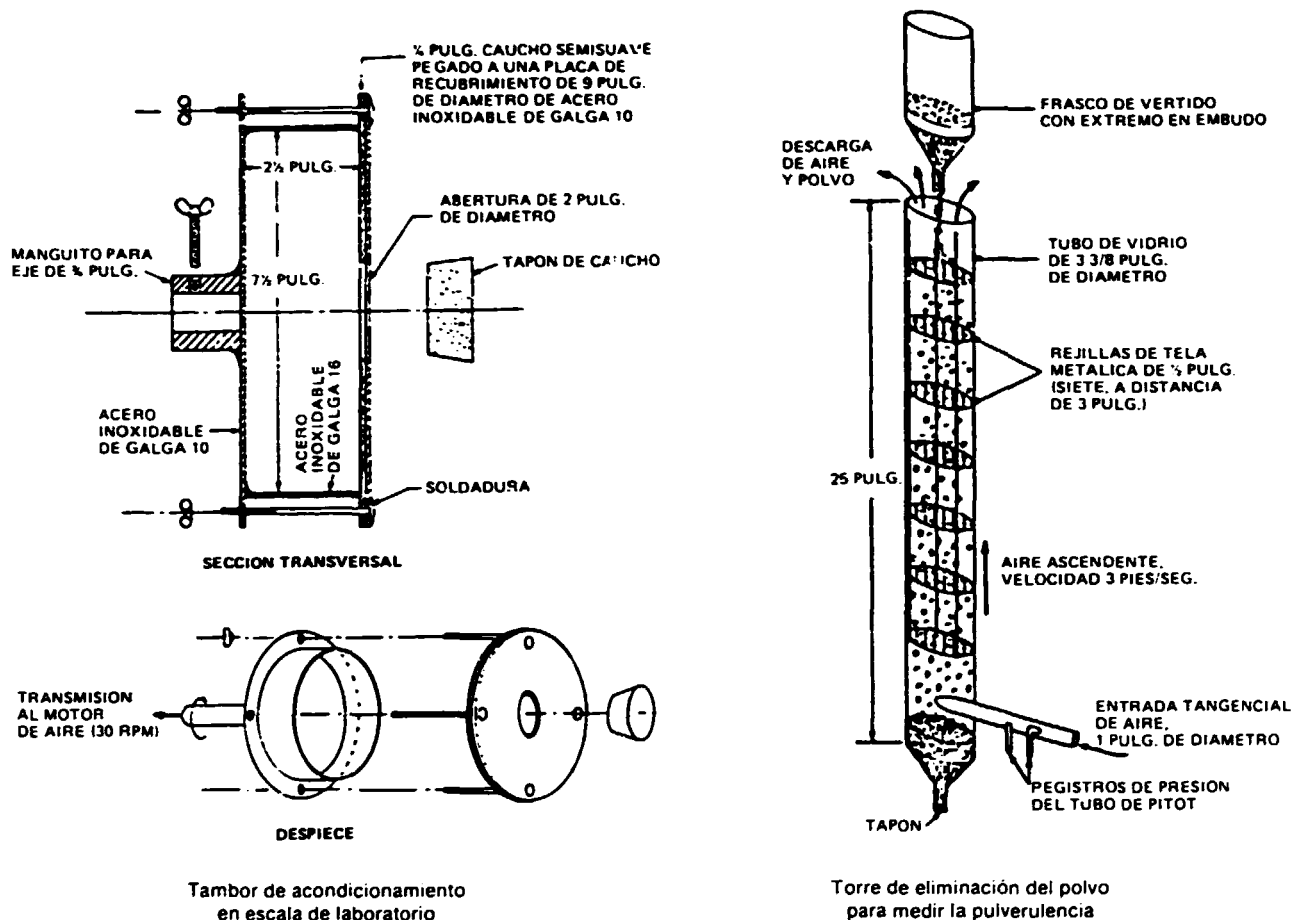


Figura 23. Equipo para medir la pulverulencia del fertilizante y la adherencia del acondicionador



como la utilizada en el ensayo queda dentro del campo que se puede esperar razonablemente alcanzar con tambores de recubrimiento en tambores de fábrica correctamente diseñados. Transcurridos los 15 minutos del período de recubrimiento, se detiene el tambor y se retira del eje portador. Luego, el extremo desmontable se vuelve hacia arriba, se aflojan los pernos y se levanta. El contenido, incluyendo todo el polvo suelto, se transfiere luego cuantitativamente a un frasco y se pesa en una balanza de análisis como preparación para su paso por la torre de eliminación de polvo. En las condiciones de este ensayo, se considera que un acondicionador es excesivamente polvoriento si no tiene por lo menos una adherencia del 85%; con algunas combinaciones de fertilizante y acondicionador se consiguen porcentajes de adherencia de entre el 90 y el 95%.

Otra comunicación se refiere a un método distinto de determinación cuantitativa del contenido en polvo de los fertilizantes; se trata de fluidizar una muestra de 1,2 litros de fertilizante, con aire, en un recipiente provisto de un fondo

poroso. El polvo es arrastrado junto con el aire y se recoge en un filtro de lana de vidrio. La velocidad del aire (1,3 m/seg.) es tal que se eliminan partículas de polvo de hasta 200 μ m de diámetro. Entre el contenido en polvo del fertilizante y la pulverulencia efectivamente observada en la manutención a granel, se observó la correlación siguiente:

Contenido en polvo según análisis, mg/kg	Pulverulencia observada en la manutención
< 200	Poca emisión de polvo
200-500	Alguna emisión de polvo
500-1 000	Gran emisión de polvo
1 000-2 000	Elevadísima emisión de polvo
> 2 000	Emisión sumamente elevada

Para algunos fines, basta con una evaluación cualitativa de la pulverulencia del fertilizante. En trabajos realizados en la TVA, resultó útil el procedimiento siguiente:

1. Se colocó una muestra de 1 litro de fertilizante en el fondo de un tambor de envase vacío

- un cilindro de fibra de 1 pie de diámetro por 2 pies de altura— y se tapó el tambor.
2. Luego se invirtió rápidamente la posición del recipiente (180°) para que la muestra cayera al extremo opuesto del recipiente.
 3. Después de seis inversiones sucesivas, se retiró la tapa y se observó visualmente la densidad del polvo suspendido en el tambor. Para ayudar la evaluación visual, se hizo pasar un rayo de luz por la atmósfera del interior del tambor.

Este procedimiento resultó útil para comparar tratamientos de regulación del polvo con distintos aceites. Se rociaron los aceites en muestras de fertilizante en un pequeño tambor rotatorio; luego las muestras tratadas se sometieron a este ensayo de pulverulencia. Después de varios periodos de almacenamiento de los fertilizantes tratados, se repitieron las mediciones de pulverulencia para determinar la persistencia del efecto de los tratamientos. Probablemente, este procedimiento de determinación de la pulverulencia podría hacerse cuantitativo utilizando un opacímetro para medir la opacidad de la nube de polvo que queda en el tambor de fibra después de las seis inversiones.

3. Empleo de agentes antipolvo

Es preferible producir fertilizante no pulverulento sin ayuda de un tratamiento especial antipolvo. En muchos casos, esto puede lograrse prestando la debida atención para lograr condiciones eficientes en cuanto a tamizado, dureza del gránulo, selección y aplicación del acondicionador. De todos modos, hay veces que estos métodos resultan insuficientes y hay que recurrir a tratamientos antipolvo especiales. Todos los tratamientos de este tipo que se conocen y se vienen aplicando entrañan el rociado del fertilizante con algún líquido que haga que las partículas de polvo se adhieran a los gránulos o se aglomeren y, por consiguiente, no se dispersen con el aire durante la manutención. Los líquidos más corrientes son aceites lubricantes; las proporciones aplicadas oscilan entre el 0,2 y el 2,0%, aproximadamente. Como ya se ha dicho, el empleo de aceites en los fertilizantes de nitrato amónico o en mezclas con alto contenido en nitrato amónico no está permitido, por el riesgo de explosión. Los aceites más eficaces son aquellos cuya viscosidad es de por lo menos 100 segundos de viscosidad universal Saybolt a 100°F (38°C), que equivale a 20 centistokes; a veces es preferible contar con viscosidades algo más altas (hasta 500 Saybolt o 100 centistokes) porque supone mayor eficacia de enlace y menor tendencia a que el aceite quede absorbido en los gránulos durante el almacenamiento, con la con-

siguiente pérdida de eficacia. Además, los aceites más viscosos tienen menor tendencia a penetrar en los sacos de fertilizante de polietileno y ablandarlos. El fuel oil del No. 2, a pesar de la ventaja que supone lo extendido que se encuentra por su mucha utilización en otros campos de actividad, no resulta deseable como agente antipolvo; su viscosidad (unos 5 centistokes) es demasiado baja, su gran volatilidad plantea un riesgo de incendio y, además, se ha hallado que ablanda los sacos de polietileno. Los aceites con alto contenido parafínico son especialmente eficaces. Si se usan aceites de base nafténica, hay que preparar transportadores de correa de caucho especialmente resistentes al aceite. Algunas compañías petroleras tienen a la venta líneas especiales de aceites antipolvo [97]. Se dice que los aceites que contienen aminas añadidas tienen mejores propiedades para la regulación del polvo.

El método preferido para la aplicación del aceite o de cualquier otro aglomerante líquido consiste en rociarlo sobre un lecho giratorio del fertilizante, como por ejemplo en un tambor o mezclador rotatorio de revestimiento. En otros métodos, el rociado se hace en correas transportadoras o en otros puntos en que se pueda obtener una aplicación bastante extendida al fertilizante de que se trate. En las plantas de mezcla a granel, el líquido puede aplicarse por una tobera o inyector que descargue en el dispositivo mezclador [98].

Entre los líquidos distintos del aceite que se han usado para el control del polvo figuran los licores de sulfonato de lignina, los fertilizantes líquidos y el agua. Estos líquidos son adecuados si el agua introducida no causa apelmazamiento durante el almacenamiento subsiguiente. Se utilizan con frecuencia en las plantas de mezcla a granel, en las que el fertilizante se destina a su aplicación inmediata.

M. Punto de fusión

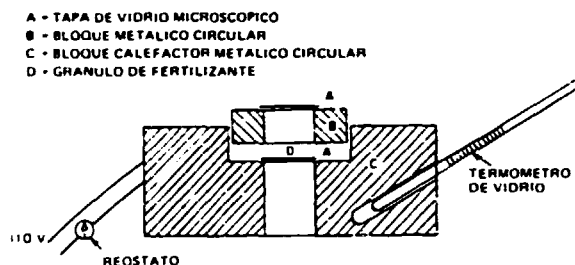
El punto de fusión de los fertilizantes presenta interés en relación con la granulación en perdigones o cualquier otro proceso de granulación a partir de una masa fundida en el que se requiera un material fundido fluido. El punto de fusión resulta también de interés para el secado de fertilizantes que se granulan por otros procesos, ya que limita la temperatura máxima que cabe aplicar en el secador.

El punto de fusión de los compuestos puros se puede determinar por métodos normalizados que, en la mayoría de los casos, figuran en los manuales. Sin embargo, los materiales impuros y las mezclas de compuestos no tienen puntos de fusión definidos. La TVA ha adoptado un método

que resulta útil para determinar el punto aproximado de fusión de los gránulos de fertilizante [99]. En este método se utiliza un aparato Nalge-Axelrod que consiste en un disco o bloque grueso de acero inoxidable en el cual un solo gránulo de fertilizante se calienta lentamente por medio de un elemento eléctrico regulado. La temperatura del disco se mide con un termómetro de cristal inserto en el bloque. El gránulo se observa con un microscopio de 25 aumentos mientras que la temperatura del bloque se eleva lentamente hasta que se ve cómo se forma en torno al gránulo una zona fundida. La temperatura de fusión se determinó en varios gránulos de cada uno de los materiales ensayados, y se halló la media de los valores correspondientes. La figura 24 representa, en sección transversal, el dispositivo de fusión.

En el cuadro 6 se dan los puntos de fusión de varios productos fertilizantes, determinados experimentalmente, y de algunas sales fertilizantes cuyos puntos de fusión quedan dentro del campo de valores adecuados para la granulación ordinaria o en perdigones.

Figura 24. Aparato para la determinación del punto de fusión



N. Acidez y basicidad fisiológica de los fertilizantes

A menudo, el empleo de fertilizantes en agricultura tiende a modificar el pH del suelo. La acidez o basicidad fisiológica de un fertilizante constituye una medida de hasta qué punto la acidez o basicidad del suelo queda modificada por el uso de ese fertilizante en los cultivos. Se llama también acidez o basicidad potencial, residual o equivalente. La acidez fisiológica de un fertilizante dado suele expresarse enunciando el peso de carbonato de calcio que contrarrestaría el efecto de la acidez del fertilizante en el suelo; de la misma forma, la basicidad fisiológica se expresa enunciando el peso de carbonato de calcio que produciría un efecto similar en el suelo.

No debe confundirse la reacción fisiológica del fertilizante con su reacción química. Por ejemplo, la urea se hidroliza en el suelo formando amoníaco, con lo que eleva el pH del suelo en la zona cercana al

CUADRO 6. PUNTO DE FUSIÓN DE ALGUNOS PRODUCTOS FERTILIZANTES

	Calidad nominal	Temperatura de fusión, °C
Urea-fosfato amónico	21-42-0	153
Urea-fosfato amónico	25-37-0	141
Urea-fosfato amónico	29-29-0	145
Urea-fosfato amónico	32-22-0	135
Urea-fosfato amónico	36-18-0	130
Urea-fosfato amónico	25-15-15	133
Urea-fosfato amónico	17-27-17	143
Urea-polifosfato amónico ^a	22-44-0	123
Urea-polifosfato amónico ^a	30-30-0	126
P-fosfato amónico ^a	15-60-0	150
Nitrato amónico	33.5-0-0	167
Urea	46-0-0	136
Nitrofosfato amónico	30-10-0	152
Nitrofosfato amónico	25-25-0	153
Nitrofosfato	26-13-0	148
Nitrofosfato	20-20-0	152
Nitrato sódico ^b	16-0-0	308
Nitrato potásico ^b	13-44-0	333
Nitrato cálcico (tetrahidrato) ^b	12-0-0	43
Azufre ^b	—	120

^aProductos con 30-50% de P₂O₅ en forma de polifosfatos.

^bLos puntos de los compuestos puros se han tomado del *Manual del Ingeniero químico* de J. H. Perry, tercera edición, 1950.

gránulo de urea hasta llegar incluso a valores de 9. En cambio, el amoníaco se oxida en el suelo en condiciones aerobias formando primero nitrito y luego nitrato. La mayor parte de los cultivos absorben el nitrógeno principalmente en forma de nitrato, lo que deja en el suelo un residuo ácido. Así pues, todo el nitrógeno de los fertilizantes se clasifica como formador de ácido tanto si se encuentra inicialmente en forma amoniacal, como nitrato o en forma orgánica. Sin embargo, se supone que sólo la mitad del nitrógeno forma ácido. Este es un factor empírico basado en experimentos agronómicos que se describirán más adelante.

El efecto en el pH del suelo de la aplicación de fertilizante, a una intensidad normal, durante un solo año es pequeño y suele ser despreciable; en cambio, el efecto acumulativo de muchos años de aplicación de un fertilizante formador de ácido puede reducir el pH del suelo hasta el punto de afectar gravemente a la producción agrícola a no ser que se corrija la acidez aplicando caliza u otros materiales básicos. Por otra parte, el empleo de fertilizantes formadores de ácido en suelos alcalinos o calcáreos puede resultar útil, aunque el efecto de las aplicaciones normales de fertilizantes en el pH del suelo en un solo año suele ser pequeño. Así pues, la medición cuantitativa de la acidez o basicidad del fertilizante es útil para informar a los agricultores de la magnitud del efecto probable del uso del fertilizante en el pH del suelo. Además, en algunos casos, esta información permite a los fabricantes formular fertilizantes neutros, añadiendo por ejemplo caliza. En algunos de los

Estados norteamericanos se requiere que conste en la etiqueta si los fertilizantes son "formadores de ácidos" o "no formadores de ácidos". Con todo, suele ser bastante económico aplicar caliza directamente al suelo a intervalos de varios años, en caso necesario, en lugar de incorporarla en los fertilizantes compuestos.

1. Métodos de determinación de la acidez y de la basicidad

La evaluación cuantitativa de la acidez o basicidad de los fertilizantes se basa en los trabajos de Pierre [100]. Los principales elementos formadores de ácidos y de bases son los siguientes:

Elementos formadores de ácidos	Acidez (-) o basicidad (+) equivalente, en kg de CaCO ₃ , por kg de elemento
S	-3.12
Cl	-1.41
P	-1.62
N	1.79
Elementos formadores de bases	
Ca	+2.50
Mg	+4.12
Na	+2.18
K	+1.28

En el caso de todos los elementos —menos el nitrógeno y el azufre— los factores se basan estrictamente en la estequiometría. Por ejemplo, el peso molecular del CaCO₃ es 100, y el peso equivalente de azufre, suponiendo que forme sulfato, es 32. Por consiguiente, la acidez equivalente sería: $100/32 = 3.125$. En el caso de elementos monovalentes, el peso equivalente del elemento es el doble del peso atómico. Por ejemplo, el peso equivalente del potasio es dos veces $39.1 = 78.2$; el equivalente en carbonato cálcico es $100/78.2 = 1.28$.

En el caso del fósforo, las sales neutras son aquellas en las que uno de los tres iones de hidrógeno del ácido fosfórico está neutralizado (por ejemplo, el fosfato monocálcico o el fosfato monopotásico). En el caso del nitrógeno, la acidez se basa en el factor empírico desarrollado por Pierre [101]. Así pues, la acidez o la basicidad de muchos fertilizantes puede calcularse a partir de su composición química.

Hay un método que desarrolló Pierre y que luego fue adoptado, con algunos cambios, en los Estados Unidos por la Association of Official Agricultural Chemists (AOAC), particularmente para los fertilizantes compuestos [100, 102]. El procedimiento consiste en determinar el contenido total de nitrógeno, que se multiplica por el factor arriba mencionado (-1.79) para determinar la acidez debida al nitrógeno. En una determinación

separada, se mezcla una muestra pesada del fertilizante con una cantidad determinada de solución de carbonato sódico y un agente reductor (negro de carbón) y se evapora la mezcla hasta que se seca, en una copa de vidrio y luego se hace arder en un horno de mufla a 575-600°C. Esto elimina los compuestos de nitrógeno. El residuo se trata con un exceso, medido, de ácido clorhídrico y luego se filtra. A continuación, se retrotitula la solución, con una solución de carbonato sódico, hasta un pH de 4.3 utilizando un indicador mixto de anaranjado de metilo y verde de bromocresol. La acidez o basicidad del fertilizante (aparte de la debida al nitrógeno) se calcula por la diferencia entre el valor de titulación y el de una determinación en blanco. La acidez neta es la suma algebraica de la acidez debida al nitrógeno y la determinada conforme al procedimiento arriba indicado.

El método de la AOAC entraña una corrección para el P₂O₅ insoluble en citrato, que se supone es fosforita no alterada [102]. La basicidad de una cantidad de fosfato tricálcico equivalente al P₂O₅ insoluble en citrato contenido en la muestra se sustrae del valor obtenido por el procedimiento analítico. Así pues, la basicidad de la fosforita de Tennessee sin tratar (33.8% de P₂O₅) determinada por el método de Pierre era de 56 kg de CaCO₃ por 100 kg de fosforita. Un valor típico para la fosforita con aplicación del factor de corrección de la AOAC es más 10 (*Farm Chemicals Handbook*). La corrección se basa en la hipótesis de que la reacción de la fosforita en la mayor parte de los suelos es demasiado lenta para que afecte gran cosa al pH del suelo. Esta hipótesis puede no responder a la realidad en el caso de los suelos fuertemente ácidos y de las fosforitas más reactivas. Como se menciona en el capítulo XII el efecto de encalado de la fosforita merecería mayor estudio.

El cuadro 7 muestra la acidez o basicidad de algunos materiales fertilizantes de uso muy extendido. Se calcularon los valores correspondientes a los compuestos puros, y los valores de la mayoría de los compuestos comerciales se determinaron o bien por el método original de Pierre o por el método modificado por la AOAC [100]. Las fuentes en que se basan estos valores son las siguientes: *Farm Chemicals Handbook* (edición de 1977), *Commercial Fertilizer Yearbook* (edición de 1970), y el *Manual on Fertilizer Manufacture* de Sauchelli (tercera edición, 1963).

El cuadro 7 muestra que el sulfato, el cloruro y el fosfato amónicos son más fuertemente formadores de ácidos, por unidad de nitrógeno, ya que la acidez debida al nitrógeno se ve aumentada por el anión ácido. El amoníaco, la urea y el nitrato amónico son intermedios; su acidez es sólo la debida a su contenido en nitrógeno. Los nitratos

CUADRO 7. ACIDEZ O BASICIDAD EQUIVALENTE DE ALGUNOS MATERIALES FERTILIZANTES

	Acidez (-) o basicidad (+) equivalentes	
	kg de CaCO ₃ de N	kg de CaCO ₃ / 100 kg de material
Materiales puros^a		
Amoniaco, 82,2% N	-1,8	-148
Urea, 46,6% N	-1,8	-84
Nitrato amónico, 35,0% N	-1,8	-63
Sulfato amónico, 21,1% N	-5,3	-112
Cloruro amónico, 26,1% N	-5,3	-139
Fosfato monoamónico, 12,1% N, 61,7% P ₂ O ₅	5,3	65
Fosfato diamónico, 21,2% N, 53,8% P ₂ O ₅	-3,5	-74
Fosfato monocálcico, 56,2% P ₂ O ₅	—	0
Fosfato dicálcico, 52,2% P ₂ O ₅	—	+37
Fosfato tricálcico, 45,6% P ₂ O ₅	—	+64
Productos comerciales		
Fosfosulfato amónico, 16% N, 20% P ₂ O ₅	5,3	85
DAP, 18% N, 46% P ₂ O ₅	3,5	64
Nitrato sódico, 16% N	+1,8	+29
Nitrato potásico, 13% N, 46% K ₂ O	+2,0	-26
Nitrato cálcico, 15% N	+1,4	-20
Superfosfato, 16-48% P ₂ O ₅		aprox. 0
Fosforita, 33,8% P ₂ O ₅		-56 ^b
Harina de huesos, 34,5% P ₂ O ₅		+61
Cloruro potásico (todas las calidades)		0
Sulfato potásico (todas las calidades)		0
Kieserita y otros sulfatos magnésicos		0
Yeso		0
Calizas calcíticas		+80 a +95
Calizas dolomíticas		+90 a +100
Bórax		+55
Metasilicato cálcico, 48% CaO		-86 ^a
Fosfato magnésico cálcico fundido, 20,2% P ₂ O ₅ , 32,1% CaO, 19,4% MgO		+91 ^a
Fosfato de Renania, 28,0% P ₂ O ₅ , 40,2% CaO, 16,8% Na ₂ O		+79 ^a
Azufre, 100% S		312 ^a
Pirita, 50% S		156 ^a

^aCalculado a partir de la composición química.

^bEl valor dado para la fosforita es el obtenido experimentalmente por Pierre utilizando el procedimiento de análisis esbozado anteriormente. El efecto de la fosforita en la neutralización de la acidez del suelo es lento, salvo en los suelos muy ácidos, y la fosforita no ejerce prácticamente la menor influencia en los suelos neutros o alcalinos. En el método de la AOAC, la basicidad de la fracción de la roca insoluble en citrato, calculada como fosfato tricálcico, se resta del valor hallado por análisis.

sódico, potásico, y cálcico son básicos, ya que la acidez debida al nitrógeno queda contrarrestada con creces por la basicidad del catión.

2. Limitaciones de los valores de acidez o basicidad indicados

Pierre ha descrito con detalle los experimentos que efectuó sobre la influencia de los fertilizantes nitrogenados en la acidez del suelo [101]. Los experimentos se efectuaron principalmente con légamo arcilloso de Cecil (que es un suelo de Alabama con un pH inicial de 6, aproximadamente) en ensayos en invernadero con una serie de cuatro cultivos. La conclusión de que el nitrógeno contenido en los fertilizantes es formador de ácidos en la medida de la mitad del equivalente estequiométrico de la cantidad de

ácido nítrico es una conclusión empírica, que puede no ser válida para todos los suelos y todos los cultivos. Por ejemplo, cuando se cultiva arroz en suelos anegados, el nitrógeno amoniacal situado en la zona anaerobia del suelo no se nitrifica, y es absorbido por la planta del arroz en forma amoniacal, presumiblemente sin aumento de acidez del suelo. Asimismo, la cantidad de nitrógeno perdido por lixiviación, escorrentía, volatilización y descomposición puede variar dentro de límites muy amplios, y es de presumir que tendría algún efecto en la magnitud del desarrollo de acidez en el suelo.

En los experimentos de invernadero efectuados por Pierre no se observó lixiviación. Con todo, la determinación de la acidez del suelo se hizo tanto en suelos lavados como en suelos sin lavar. Los resultados con suelos lavados se utilizaron como base para las clasificaciones dadas en el cuadro 7, por considerarse que eran más representativos de

las condiciones que se dan en el campo, donde la cantidad de lluvia es suficiente para lixiviar los materiales solubles hacia el subsuelo y, en efecto, estas determinaciones resultaron concordar bien con algunos experimentos efectuados en el campo. La influencia sobre la acidez fue mucho mayor en el caso del suelo no lavado, sobre todo para las sales amoniacales, como el sulfato amónico. En el caso de los climas áridos, en que la cantidad de agua de lluvia o de riego es insuficiente para eliminar los residuos de fertilizantes solubles del suelo, parece posible que la influencia tanto del nitrógeno como de fertilizantes en la acidez del suelo sea totalmente distinta.

Pierre advirtió también que la influencia en el pH del suelo dependía mucho de la capacidad de cambio básica del suelo, aunque la calificación asignada basándose en el equivalente en carbonato cálcico fuese aproximadamente igual.

Así pues, aunque los resultados del estudio de Pierre hayan arrojado buena correlación con los ensayos de campo efectuados en la región oriental de los Estados Unidos y en Inglaterra, es posible que su aplicación a otros climas, suelos y sistemas agrícolas no sea cuantitativamente exacta.

O. Índice de salinidad

Es bien sabido que una elevada concentración de sales solubles en las soluciones del suelo puede perjudicar a las plantas, u ocasionar incluso su muerte, o impedir la germinación de las semillas. Se cree que la magnitud del daño guarda relación con la presión osmótica de la solución del suelo.

En condiciones normales, la distribución uniforme de fertilizantes en las condiciones de intensidad de aplicación habituales no ocasiona concentraciones lo bastante altas para perjudicar a las plantas. Sin embargo, la aplicación localizada en contacto con la semilla o en bandas cercanas a la semilla o a las plantas en crecimiento puede ocasionar daños, según el lugar de colocación, la cadencia de aplicación y el aporte de humedad al suelo.

El índice de salinidad de las sales fertilizantes y de los fertilizantes compuestos indica hasta qué punto determinada cantidad de diversos fertilizantes eleva la presión osmótica de la solución del suelo. Este índice fue desarrollado por Rader y sus colaboradores, del Ministerio de Agricultura de los Estados Unidos [103]. Resulta útil para seleccionar o formular fertilizantes que hayan de disponerse en condiciones especiales (colocación a chorrillo combinada con la siembra, abonado en líneas, en el subsuelo, lateral, etc.). También puede ser de interés para los suelos en que la concentración de sales ya es elevada o en las comarcas sujetas a la sequía cuando la solución

del suelo se concentra más debido a la sequedad ambiente. La presión osmótica de las soluciones fertilizantes destinadas a aplicación foliar también presenta interés, pero en este caso la solución no está en contacto con el suelo. Por consiguiente, el "índice de salinidad", según lo determina Rader, no es cuantitativamente útil para determinar la idoneidad de una solución para aplicación foliar. Para este fin, sería más adecuado medir directamente la presión osmótica de las soluciones en agua.

1. Método de determinación

En los estudios de Rader, se utilizaron diversos suelos y diferentes cadencias de aplicación. Esto no obstante, para la determinación del índice de salinidad se utilizó un solo suelo (arena de Norfolk) con un contenido en humedad especificado, y los fertilizantes objeto de ensayo se aplicaron normalmente siempre a una misma cadencia. Se demostró que la elevación de la presión osmótica era proporcional a la cadencia de aplicación; por consiguiente, las mediciones efectuadas a determinada cadencia podían convertirse en otra mediante un simple cálculo.

En resumen, el método consistía en mezclar el suelo secado al aire con el fertilizante o sal a ensayar, por lo general en proporción de una parte en peso de material fertilizante a 1.000 partes en peso de suelo. El suelo luego se rociaba con agua para humedecerlo hasta el 75% de su equivalente de humedad de capacidad de campo (5,1% en el caso de la arena de Norfolk), después de lo cual se almacenaba en un recipiente cerrado durante 5 días a unos 5 C. A los cinco días, se dejaba que el suelo volviese a la temperatura ambiente y luego se lo ponía en un cilindro. La solución del suelo se desplazaba luego del suelo. Se efectuaban determinaciones de conductividad y de punto de congelación en las soluciones del suelo. La presión osmótica se calculó basándose en la depresión del punto de congelación. El aumento de la presión osmótica se obtuvo restando la presión osmótica de la solución del suelo sin tratar. El índice de salinidad se enunció como aumento relativo de la presión osmótica por comparación con la obtenida para igual peso de nitrato sódico. El cuadro 8 muestra los resultados obtenidos con materiales fertilizantes de uso corriente, según comunicación de Hardesty [104]. Hardesty ha mostrado también cómo puede calcularse el índice de salinidad de los fertilizantes compuestos basándose en su formulación [104].

2. Significación de los resultados

La presión osmótica fue siempre inferior en la solución del suelo que cuando la misma

CUADRO 8. INDICE DE SALINIDAD DE ALGUNOS MATERIALES FERTILIZANTES

Materiales y composición química	Base del índice nitrato de sodio = 100	
	Igualdad de peso de la material	Igualdad de peso de los nutrientes primarios ^a
Nitrogeno		
Amoniaco, 82.2% N	47.1	9.5
Nitrato amónico, 35% N	104.7	49.4
Sulfato amónico, 21.2% N	69.0	53.7
Nitrato amónico-caliza, 20.5% N	61.1	49.2
Nitrato cálcico, Ca(NO ₃) ₂ · 4H ₂ O, 11.9% N	52.5	76.8
Urea, 46.6% N	75.4	26.7
Potasa de nitrato sódico, 15.0% N, 17.0% K ₂ O	92.0 ^b	52.3
Solución de urea-nitrato amónico, 32% N	74.2 ^b	38.3
Fosfatos		
Supertostato normal, 20% P ₂ O ₅	7.8	6.4
Supertostato concentrado, 45% P ₂ O ₅	10.1	3.7
Supertostato concentrado, 48% P ₂ O ₅	10.1	3.5
Fosfato monoamónico, 12.2% N, 61.7% P ₂ O ₅	29.9	6.7
Fosfato diamónico, 21.2% N, 53.8% P ₂ O ₅	34.2	7.5
Potasa		
Cloruro potásico, 60% K ₂ O	116.3	32.0
Cloruro potásico, 63.2% K ₂ O	114.3	29.8
Nitrato potásico, 13.8% N, 46.6% K ₂ O	73.6	26.1
Sulfato potásico, 4% K ₂ O	36.1	14.1
Fosfato monopotásico, 52.2% P ₂ O ₅ , 34.6% K ₂ O	8.4	1.6
Sales de estiércol, 20% K ₂ O	112.7	9.0
Sales de estiércol, 30% K ₂ O	91.9	50.6
Sulfato de potasio-magnesia, 21.9% K ₂ O (langbeinita)	43.2	32.5
Varios		
Dolomita, 20% MgO	0.8	—
Oxido de magnesio, 100% MgO	1.7	—
Yeso, 32.6% CaO	8.1	—
Carbonato cálcico, 56.0% CaO	4.7	—
Kieserita calcinada, 33.5% MgO	38.7	—
Sales de Epsom, 16.4% MgO	44.0	—

^aBasado en los nutrientes que figuran en la columna I

^bObtenido por cálculo

cantidad de sal se disolvía en la misma cantidad de agua en ausencia de suelo. Esta observación resultó especialmente cierta en el caso de los fosfatos y, probablemente, está relacionada con reacciones de los fosfatos con los suelos que eliminan de la solución algunos de los materiales solubles. El cuadro 9 muestra las presiones osmóticas de soluciones acuosas de unas cuantas sales fertilizantes en comparación con las soluciones del suelo, para dos suelos tratados con las mismas sales. Los datos muestran también la gran diferencia de presión osmótica que existe en la

CUADRO 9. AUMENTOS DE LA PRESION OSMOTICA DE LA SOLUCION DEL SUELO EN COMPARACION CON LA DE SOLUCIONES DE SALES CON SOLO AGUA (SIN SUELO)

Sal aplicada ^a	Presión osmótica, en atmósferas			
	Arenas de Norfolk		Marga de Hartselle	
	Solución ^b del suelo	Agua sola ^c	Solución ^b del suelo	Agua sola ^c
(NH ₄) ₂ SO ₄	8.14	10.38	1.71	2.89
NaNO ₃	11.92	12.38	2.68	3.16
KCl	13.49	14.39	2.79	3.54
NH ₄ H ₂ PO ₄	4.04	9.21	0.30	2.54
Ca(H ₂ PO ₄) ₂ · H ₂ O	1.82	5.28	0.19	1.44
NaH ₂ PO ₄ · H ₂ O	4.27	8.81	0.52	2.18

^aA razón de 1 kg por 1 000 kg de suelo.

^bLa arena de Norfolk contenía 5.1% de humedad, y la marga de Hartselle, 21.9%. Estos niveles de humedad correspondían en ambos casos al 75% de la capacidad de campo.

^cLa cantidad de agua utilizada en los experimentos "con agua sola" era igual que en los ensayos con suelos.

solución del suelo en el caso de suelos distintos, y que se debe en gran parte a la diferencia de los suelos en cuanto a capacidad de retención de la humedad. Cada suelo se humedeció hasta el 75% de su equivalente de humedad, que era del 5.1% para la arena de Norfolk y del 21.9% para la marga de Hartselle.

3. Utilidad del índice de salinidad

Hay que recalcar que los valores del índice de salinidad sólo son útiles para comparar un fertilizante con otro; la cantidad de fertilizante que puede aplicarse sin riesgo depende del índice de salinidad, pero depende también de la colocación, del tipo de suelo, de las condiciones de humedad y del tipo de cultivo. Además, los cultivos pueden sufrir daños por causas distintas de la concentración de sal. Por ejemplo, el amoníaco liberado por la urea o el fosfato diamónico en la zona del suelo contigua a las semillas puede surtir efectos fitotóxicos. En el caso de suelos ya altos en cloruro, la adición de cloruro (por ejemplo, el KCl) puede causar efectos perjudiciales debido al exceso de cloruros.

El índice de salinidad resulta especialmente útil para elegir fertilizantes que han de aplicarse con la semilla o muy cerca de la misma. Este tipo de colocación se traduce con frecuencia en una gran eficacia agronómica, siempre que la cantidad y el tipo de fertilizante utilizado no provoque daños por concentración de sales. Así pues, lo mejor para este fin es elegir un fertilizante que tenga un bajo índice de salinidad por unidad de nutriente.

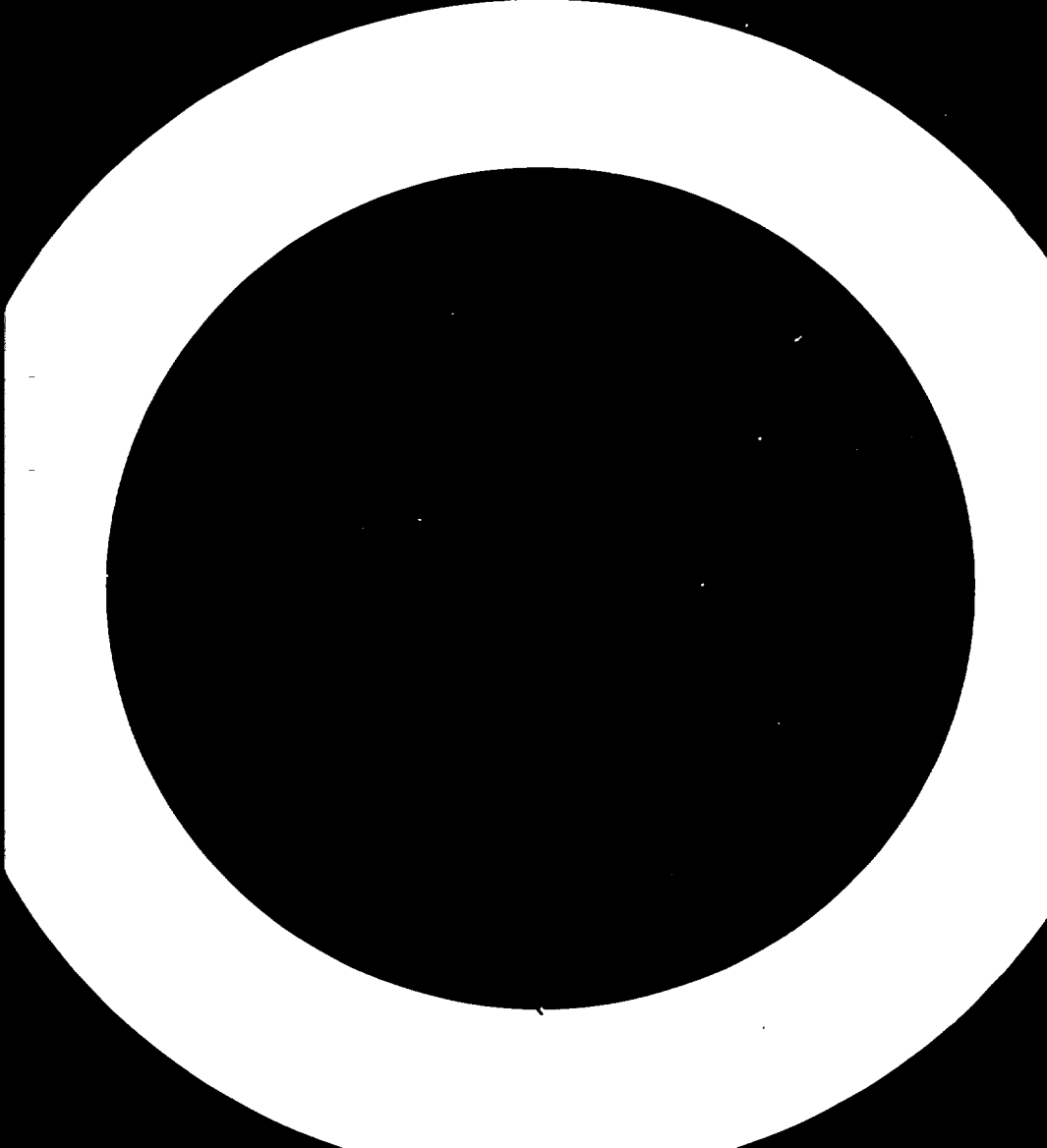
Referencias

1. Secretariat International Standards Organization. Technical Committee 134, Subcommittee 3, Deutsches Institut für Normung e.V. Burggrafenstr. 4-7, 1000 Berlin 30, West Germany.
2. Khasawneh, F. E. and E. C. Doll. 1978. "The Use of Phosphate Rock for Direct Application to Soils." *Advances in Agronomy*, 30:159-206.
3. "Ground Rock Phosphate Has Opportunities for Expansion." 1973. *Phosphorus and Potassium*, No. 68, p. 19-23.
4. Reno Engrais et Produits Chimiques. 1973. "A French Company with World-Wide Fertilizer Interests." *Phosphorus and Potassium*, No. 67, p. 19-21.
5. Hammond, L. L. 1978. "Phosphorus Availability from Minigranular Phosphate Rock as Compared with Conventional Size Grinding and Granulation," presented at the American Society of Agronomy National Meeting, Chicago, Illinois.
6. International Fertilizer Development Center. 1978. *Progress Report 1977*, Circular IFDC-5-1, Muscle Shoals, Alabama.
7. Terman, G. L. 1957. "Optimal Particle Sizes of Various Fertilizer Salts for Various Soil Conditions and Crops." *Proceedings of the 6th Annual Meeting of the Fertilizer Industry Round Table*, p. 3-4, Washington, D.C.
8. Terman, G. L., W. M. Hoffman, and B. C. Wright. 1964. "Crop Response to Fertilizers in Relation to Content of 'Available' Phosphorus." *Advances in Agronomy*, 16:59-100.
9. Thorne, D. W., P. E. Johnson, and L. F. Seatz. 1955. "Crop response to Phosphorus in Nitric Phosphates." *Journal of Agricultural and Food Chemistry*, 3(2):136-140.
10. Terman, G. L. 1971. "Phosphate Fertiliser Sources: Agronomic Effectiveness in Relation to Chemical and Physical Properties." *Proceedings of the Fertiliser Society*, (London), No. 123.
11. United States Department of State. 1977. "A.I.D. Fertilizer Specifications." Small Business Memo No. 77-3, Agency for International Development, Office of Small Business, Washington, D.C. 20523.
12. Berquin, Y. and J. Burko. 1974. "Hot Spherodizer Processes and Complex Fertilizers: Recent Developments." *Proceedings of the 24th Annual Meeting of the Fertilizer Industry Round Table*, p. 110-112, Washington, D.C.
13. Brook, A. T. 1957. "Developments in Granulation Techniques." *Proceedings of the Fertiliser Society*, (London), No. 47.
14. Kelly, W. J. 1974. "Solids Handling and Metering in an NPK Prilling Plant." *Proceedings of the Fertiliser Society*, (London), No. 141.
15. Maartensdijk, Sinte. 1976. "Direct Production of Granulated Superphosphates and PK Compounds from Sulphuric Acid, Phosphoric Acid, Rock Phosphate and Potash." Paper No. TA/76/12, Presented at the International Superphosphate Manufacturers' Associated Technical Conference, The Hague, Netherlands.
16. Whyte, G. B. 1972. "Low Recycle NPK Granulation—Design and Practical Aspects." *Proceedings of the Fertiliser Society*, (London), No. 127.
17. Hoffmeister, George. 1962. "Compatibility of Raw Materials in Blended Fertilizers—Segregation of Raw Materials." *Proceedings of the 12th Annual Meeting of the Fertilizer Industry Round Table*, p. 83-88, Washington, D.C.
18. Hoffmeister, George. 1973. "Quality Control in a Bulk Blending Conference, TVA Bulletin Y-62, p. 59-70, Tennessee Valley Authority, NFDC, Muscle Shoals, Alabama 35660.
19. Hoffmeister, George, S. C. Watkins, and Julius Silverberg. 1964. "Bulk Blending of Fertilizer Material: Effect of Size, Shape, and Density on Segregation." *Journal of Agricultural and Food Chemistry*, 12(1):64-69.
20. Russel, C. 1965. "Quality of a Blend Can Be Determined." *Farm Chemicals*, 128(3):86-88, 90, 92.
21. Van Denburg, J. R. and W. C. Bauer. 1964. "Segregation of Particles in the Storage of Materials." *Chemical Engineering*, 71(20):135-140, 142.
22. Caine, Douglas. 1975. "Product Quality Report from TFI Product Quality Committee." *Proceedings of the 25th Annual Meeting of the Fertilizer Industry Round Table*, p. 105-117, Washington, D.C.
23. Woodis, T. C., Jr., J. H. Holmes, Jr., G. B. Hunter, and F. J. Johnson. "Can Two-Way Riffles Precisely Divide Blended Fertilizers?" Pending publication in *Journal of Association of Official Analytical Chemists*.
24. American Society for Testing and Materials. "Manual on Test Sieving Methods—STP-447." Philadelphia, Pennsylvania.
25. Mahlig, W. C. 1977. "Testing Sieves' Particle Size Analysis and New Standards." *Proceedings of the 27th Annual Meeting of the Fertilizer Industry Round Table*, p. 174-179, Washington, D.C.
26. W. S. Tyler Incorporated. 1972. "Testing Sieves and Their Uses." Handbook 53, Mentor, Ohio.
27. The Fertilizer Institute. "Fertilizer Sampling and Analytical Methods." Third edition, Product Quality Committee, 1015-18th Street, N.W., Washington, D.C. 20036.
28. Silverberg, Julius, R. D. Young, and George Hoffmeister, Jr. 1972. "Preparation of Fertilizers Containing Micronutrients," in *Micronutrients in Agriculture*, p. 431-458, Richard C. Dinauer, Ed., Soil Science Society of America, Inc., Madison, Wisconsin (also published as TVA Circular Z-83).

29. Duncan, W. G. and Bruce Poundstone. 1961. "Sources of Variability in Fertilizers." *Journal of the Association of Official Agricultural Chemists*, 44(4): 783-787.
30. The Sherwin-Williams Company. "Bulk Blending of Granular Zinc Sulfate." *Agricultural Chemistry Bulletin No. 3*, 188 West Randolph Street, Chicago, Illinois 60601.
31. Smith, G. E. 1961. "Bulk Blended Fertilizers." *Proceedings of the 11th Annual Meeting of the Fertilizer Industry Round Table*, p. 90-97, Washington, D.C.
32. The Fertilizer Institute. 1975. "Bulk Blend Quality Control Manual." 1015—18th Street, N.W., Washington, D.C. 20036.
33. Achorn, F. P. and H. L. Kimbrough. 1975. "Uniform Application of Granular Fertilizers." *TVA Fertilizer Conference*, TVA Bulletin Y-96, p. 25-34, Muscle Shoals, Alabama 35660.
34. Cunningham, F. M. 1962. Paper No. 62-106. Annual Meeting of the American Society of Agricultural Engineers, Washington, D.C.
35. Smith, E. S. 1973. "Proper Use and Maintenance of Application Equipment." *TVA Fertilizer Bulk Blending Conference*, TVA Bulletin Y-62, p. 94-100, Muscle Shoals, Alabama 35660.
36. Perry, R. H., C. H. Chilton, and S. D. Kirkpatrick. 1963. *Perry's Chemical Engineers Handbook*, Fourth Edition, McGraw-Hill Book Company, New York, New York.
37. Hoffmeister, George. 1965. "How to Avoid Segregation in Bulk Blended Fertilizer Materials." *Agricultural Chemicals*, 20:42, 46, 96, 98.
38. Hoffmeister, George. 1976. "Designing Bulk Blend Plants to Reduce Segregation." *Proceedings of the 26th Annual Meeting of the Fertilizer Industry Round Table*, p. 67-75, Atlanta, Georgia.
39. Fruhsorfer, A. 1961. "Testing Granular Fertilizers for Hardness." Paper No. LE/61/58, The International Superphosphate Manufacturers' Association, Wiesbaden, Germany.
40. Hardesty, J. O. and W. H. Ross. 1938. "Factors Affecting Granulation of Fertilizer Mixtures." *Industrial and Engineering Chemistry*, 30(6):668-672.
41. Hoffmeister, George and C. P. Harrison. 1975. "Physical Testing of Fertilizers." presented at the 170th National Meeting of the American Chemical Society, Chicago, Illinois.
42. Tennessee Valley Authority. 1970. "TVA Procedures for Determining Physical Properties of Fertilizers." Special Report No. S-444, NFDC, Muscle Shoals, Alabama 35660.
43. Dirdak, Charles. 1969. "A Hardness Test." *Proceedings of the 19th Annual Meeting of the Fertilizer Industry Round Table*, p. 33-35, Washington, D.C.
44. Garrett, D. E. and C. Y. Lee. 1956. "Abrasion and Shatter Tests for Granular Fertilizer." *Commercial Fertilizer*, 93(5):28-30.
45. Miller, Philip and W. C. Saeman. 1948. "Properties of Monocrystalline Ammonium Nitrate Fertilizer." *Industrial and Engineering Chemistry*, 40(1):154-160.
46. American National Standards Institute. 1977. "Fertilizers and Soil Conditioners—Determination of Bulk Density (Loose)." ISC 3944, 1430 Broadway, New York, New York 10018.
47. Ritter, H. L. and L. C. Drake. 1945. "Pore-Size Distribution in Porous Materials." *Industrial and Engineering Chemistry, Analytical Edition*, 17(12): 782-791.
48. Geissler, P. R. 1968. "Hygroscopicity of Complex Fertilizers—Determination of Critical Relative Humidity of Multicomponent Systems." *Journal of Agricultural and Food Chemistry*, 16(3):378-383.
49. Raistrick, B. 1956. "Good Quality Granular Fertilizers—Some Research and Manufacturing Problems." *Proceedings of the Fertilizer Society*, (London), No. 38.
50. Willems, M. H. and L. B. Bos. 1975. "Physical Properties of Granular Fertilizers in Relation to Transport, Handling and Climatic Conditions." Paper No. AI/75/5, Presented at the ANDA/ISMA Technical Seminar, April 22-24, Sao Paulo, Brazil.
51. Adams, J. R. and A. R. Merz. 1929. "Hygroscopicity of Fertilizer Materials and Mixtures." *Industrial and Engineering Chemistry*, 21(4):305-307.
52. Arai, Chikao, Shuji Hosaka, Koji Murase, and Yoshiki Sano. 1976. "Measurements of the Relative Humidity of Saturated Aqueous Salt Solutions." *Journal of Chemical Engineering (Japan)*, 9(4):328-330.
53. Merz, A. R., W. H. Fry, J. O. Hardesty, and J. R. Adams. 1933. "Hygroscopicity of Fertilizer Salts." *Industrial and Engineering Chemistry*, 25(2):136-138.
54. Yee, J. Y. and R. O. E. Davis. 1944. "Accelerated Method for Determining Moisture Absorption." *Industrial and Engineering Chemistry, Analytical edition*, 16(8):487-490.
55. Yee, J. Y. 1944. "Determining Hygroscopicity of Fertilizers." *Industrial and Engineering Chemistry, Analytical edition*, 16(6):367-369.
56. Duamore, F. W. 1939. "An Improved Electric Hygrometer." Research Paper RP1265, *Journal of Research of the National Bureau of Standards*, 23-701-714.
57. Geissler, P. R. (to Esso Research and Engineering Co.). 1967. "Method for Determining the Critical Relative Humidity of Fertilizer." U.S. Patent 3,304,767.
58. Pustil'nik, G. A., V. S. Talanova, and Y. A. Vakhrushev. 1973. "Accelerated Method for Determining Hygroscopic Points of Fertilizers and Salts." *Khim. Prom. (Moscow)*, 49(11):844-845 (Russ); *Sov. Chem. Ind.*, 5(11):708-709.
59. National Research Council. 1928. *International Critical Tables*, 3:351-374, McGraw-Hill Book Co., New York, New York.

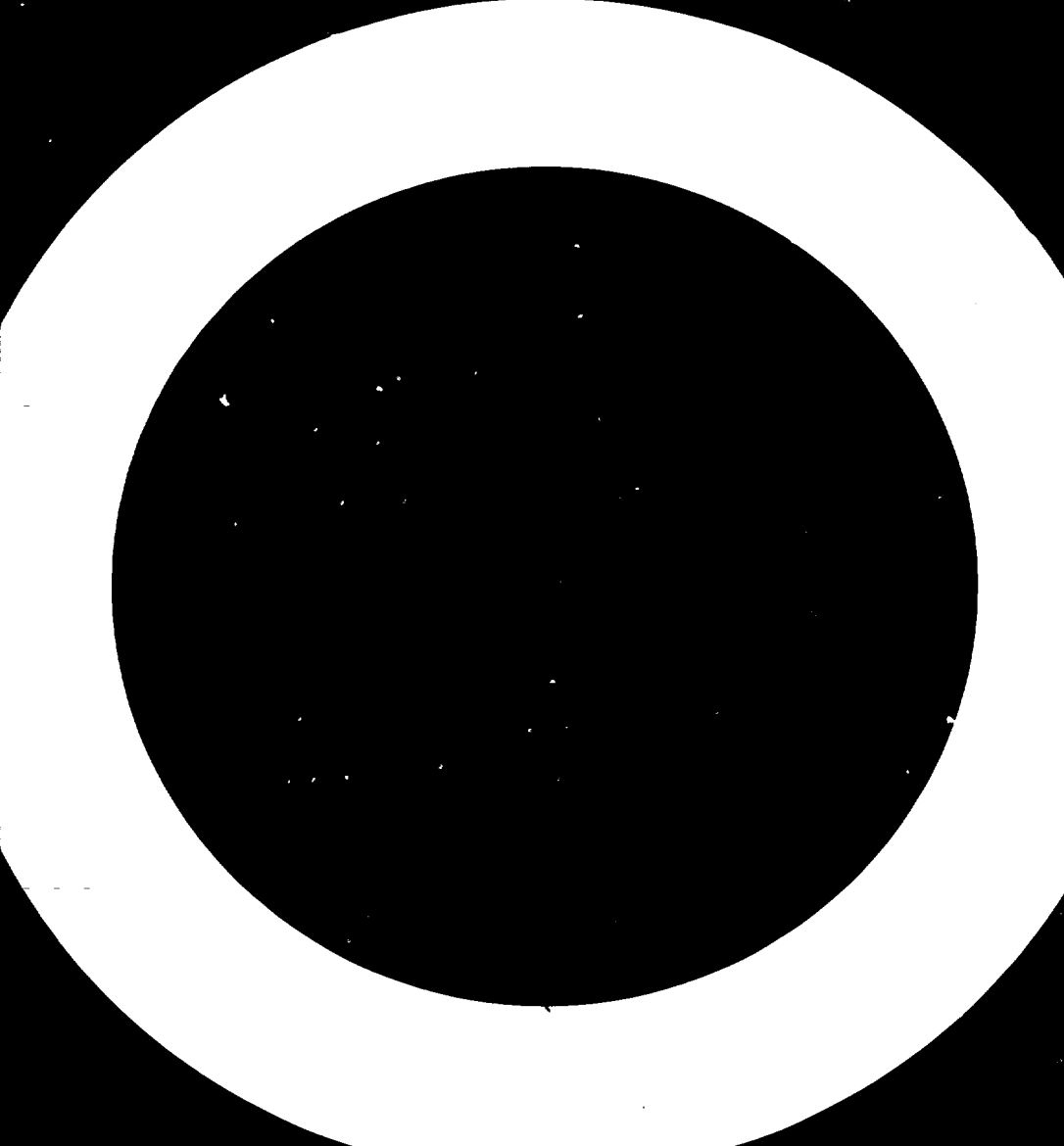
60. Roehl, E. J. 1936. "Vapor Pressures of Saturated Aqueous Solutions Monoammonium and Diammonium Acid Phosphates." *Journal of the American Chemical Society*, 58:1291-1292.
61. Tennessee Valley Authority. 1968. "Dehumidified Building for Storage of Fertilizer." *New Developments in Fertilizer Technology*, 7th Demonstration, Special Report No. S-433, p. 37-39, NFDC, Muscle Shoals, Alabama 35660.
62. Mehring, A. L. 1929. "Factors Affecting the Drillability of Fertilizers." *Industrial and Engineering Chemistry*, 21(12):1219-1223.
63. Mehring, A. L. 1931. "Measurement of Drillability of Fertilizers." *Industrial and Engineering Chemistry, Analytical Edition*, 3(1):34-38.
64. Mehring, A. L. and G. A. Cumings. 1930. "Factors Affecting the Mechanical Application of Fertilizers to the Soil." U.S. Department of Agriculture, Technical Bulletin No. 182, Superintendent of Documents, U.S. Government Printing Office, Washington, D.C.
65. Rapp, H. F. and J. O. Hardesty. 1957. "Granulation of Mixed Fertilizers in Experimental Equipment and Determination of Storage and Drilling Characteristics of the Products." *Journal of Agricultural and Food Chemistry*, 5(6):426-433.
66. Gantt, C. W., W. C. Hulburt, H. F. Rapp, and J. O. Hardesty. 1958. "Determining the Drillability of Fertilizers." U.S. Department of Agriculture, Production Research Report No. 17, Superintendent of Documents, U.S. Government Printing Office, Washington, D.C.
67. Hoffmeister, George and C. P. Harrison. 1977. "Physical Properties of Granular Urea-Based NP and NPK Fertilizers." *Proceedings of the 27th Annual Meeting of the Fertilizer Industry Round Table*, p. 162-170, Washington, D.C.
68. Bookey, J. B. and B. Raistrick. 1965. "Caking of Mixed Fertilizers." in *Chemistry and Technology of Fertilizers*, p. 454-479, Vincent Sauchelli, Ed., Reinhold Publishing Corporation, New York.
69. Silverberg, Julius, J. R. Lehr, and George Hoffmeister, Jr. 1958. "Microscopic Study of the Mechanism of Caking and Its Prevention in Some Granular Fertilizers." *Journal of Agricultural and Food Chemistry*, 6(6):442-448.
70. Thompson, D. C. 1972. "Fertiliser Caking and Its Prevention." *Proceedings of the Fertiliser Society (London)*, No. 125.
71. Adams, J. R. and W. H. Ross. 1941. "Relative Caking Tendency of Fertilizers." *Industrial and Engineering Chemistry*, 33(1):121-127.
72. Whynes, A. L. and T. P. Dec. 1957. "The Caking of Granular Fertilizers: An Investigation on a Laboratory Scale." *Journal of the Science of Food and Agriculture*, 8:577-591.
73. Geertsema, B. J. H. and M. H. Willems. 1970. "Procedure for the Handling of Urea Granules." German Patent Document 2,002,824.
74. Hallie, G. and J. W. Hoogendonk. 1957. "Preparation of Urea in Granular Form." U.S. Patent 2,793,398.
75. Tennessee Valley Authority. 1972. "Treating Urea To Improve Moisture Resistance." *New Developments in Fertilizer Technology*, 9th Demonstration, TVA Bulletin, Y-50, p. 43-45, NFDC, Muscle Shoals, Alabama 35660.
76. Brown, M. L., A. W. Green, and Ladelle Blanton. 1968. "Stabilizing Ammonium Nitrate Against Crystalline Change." *Journal of Agricultural and Food Chemistry*, 16(3):373-377.
77. C&I Girdler Corporation. 1967. "The Stabilization of Ammonium Nitrate Prills." *Nitrogen*, No. 46, 33-35.
78. Griffith, E. J. 1963. "Phase Transitions of the Ammonium Nitrate-Magnesium Nitrate System." *Journal of Chemical Engineering Data*, 8(1):22-25.
79. Alleuer, Kurt and Ferdinand Weinrotter. 1963. "Free-flowing, Storage-Stable Granular or Pelletized Urea." U.S. Patent 3,112,343.
80. Tennessee Valley Authority. 1976. "Physical Properties of TVA Granular Urea." *New Developments in Fertilizer Technology*, 11th Demonstration, TVA Bulletin Y-107, p. 35-36, NFDC, Muscle Shoals, Alabama 35660.
81. Van Hijfte, Willy and R. Goethals. 1973. "Improvements in or Relating to Urea Crystals, Pellets, Prills, and the Like." British Patent Specification 1,334,871.
82. Tennessee Valley Authority. 1970. "Effect of Aluminum and Iron on the Physical Properties of Ammonium Phosphate Fertilizers." *New Developments in Fertilizer Technology*, 8th Demonstration, TVA Bulletin Y-12, p. 14, NFDC, Muscle Shoals, Alabama 35660.
83. Ando, Jumpei, Mitsubiko Omura, and Takashi Akiyama. 1965. "Precipitates from the Ammoniation of Wet-Process Phosphoric Acid and the Viscosity of the Product Slurry." *Kogyo Kagaku Zasshi*, 68:2327-2331.
84. Tennessee Valley Authority. 1968. "Conditioning and Storage of Fertilizers." *New Developments in Fertilizer Technology*, 7th Demonstration, Special Report No. S-433, p. 31-36, NFDC, Muscle Shoals, Alabama 35660.
85. Young, R. D. 1969. "Providing Micronutrients in Bulk-Blended, Granular Fertilizers." *Commercial Fertilizer*, 118(1):21-24.
86. Iannicelli, Joseph. 1966. "Factors Affecting Performance of Organo Clay Coating Agents in Fertilizers." *Proceedings of the 16th Annual Meeting of the Fertilizer Industry Round Table*, p. 89-94, Washington, D.C.
87. Mischel, P. B. 1966. "Use of Liquid Conditioners in Fertilizer Production." *Proceedings of the 16th Annual Meeting of the Fertilizer Industry Round Table*, p. 85-88, Washington, D.C.
88. Breiss, J. 1970. "Use of Amines Against Caking of Fertilizers." Paper No. I.F.F./70/20, presented at

- the International Superphosphate Manufacturers' Association (ISMA) Technical Conference, Sandefjord, Norway.
89. Parks, J. R. and Jerrold Granok. 1967. "Fertilizer Conditioning Problems Solved with Those Versatile Amines." *Farm Chemicals*, 13(10):50-51, 54-55, 57-58, 60-62.
90. United States Department of Agriculture and Tennessee Valley Authority. 1964. *Superphosphate: Its History, Chemistry, and Manufacture*. Superintendent of Documents, U.S. Government Printing Office, Washington, D.C. 20402.
91. Bloom, M. S. and M. R. Sharpe. 1963. (IC1). British Patent 1,005,288.
92. Russow, J., G. Langhans, and H. R. Kohlhaas. 1968. "Test Methods for Determination of the Caking Tendency of Solids." *Chemie-Ingenieur-Technik*, 40(4):191-192.
93. Tucker, G. L. and L. F. Roy. 1969. "Caking in Ammonium Phosphate Fertilizers." *Journal of Agricultural and Food Chemistry*, 17(6):1279-1283.
94. Turbett, F. L. and J. G. MacArthur. 1954. "Influence of Formulation on the Physical Properties of Fertilizers." *Journal of Agricultural and Food Chemistry*, 2(10):506-513.
95. Wilson, J. F., J. C. Hillyer, V. C. Vives, and R. E. Reusser. 1962. "Testing the Caking Tendencies of Ammonium Nitrate Fertilizers." *Agricultural Chemicals*, 17(9):42, 44-45, 116-117.
96. Hoffmeister, George and G. H. Megar. 1975. "Use of Urea in Bulk Blends." *Proceedings of the 25th Annual Meeting of the Fertilizer Industry Round Table*, p.212-226, Washington, D.C.
97. Frick, J. O. 1977. "Petroleum Based DCA's To Control Fugitive Dust." *Proceedings of the 27th Annual Meeting of the Fertilizer Industry Round Table*, p. 94-96, Washington, D.C.
98. Achorn, F. P. and J. C. Barber. 1972. "Bulk Blender Equipment for Environmental Control and OSHA." *Fertilizer Progress*, 3(6):10-13.
99. Hignett, T. P. 1967. "The Use of Urea in Compound Fertilizers." *Phosphorus in Agriculture*, 48:7-27.
100. Pierre, W. H. 1933. "Determination of Equivalent Acidity and Basicity of Fertilizer." *Industrial and Engineering Chemistry (Analytical Edition)*, Vol. 5, p. 229-234.
101. Pierre, W. H. 1928. "Nitrogenous Fertilizers and Soil Acidity," Part I—"Effect of Various Nitrogenous Fertilizers on Soil Reaction," *Journal of the American Society of Agronomy*, 20:254-269. Part II—"The Use of Fertilizer Combinations, Lime, and Basic Slag in Correcting the Acidity Formed by Various Nitrogenous Fertilizers," *Journal of the American Society of Agronomy*, 20: 270-279.
102. "Official Method of Analysis." (12th Edition). 1975. Association of Official Agricultural Chemists, Washington, D.C.
103. Rader, L. F., L. M. White, and C. W. Whittaker. 1943. "The Salt Index—A Measure of the Effect of Fertilizers on Concentration of the Soil Solution." *Soil Science*, 55:201-208.
104. Hardesty, J. O. 1977. "Watch That Salt Content." *Farm Chemicals*, 41:36-41.



Parte quinta

PLANIFICACION Y ECONOMIA



XXIII. Control de la contaminación y otros factores ambientales

A. Introducción

En el presente capítulo se describen los aspectos de las fábricas de fertilizantes relacionados con el control de la contaminación. En 1974, la ONUDI, atendiendo numerosas peticiones, celebró en Helsinki una reunión de expertos sobre la "minimización de la contaminación procedente de plantas de fertilizantes". Las conclusiones y sesiones de esa reunión se resumieron en un informe (documento ID/140). Más recientemente, a raíz de la aprobación de la Declaración y Plan de Acción de Lima en materia de Desarrollo Industrial y Cooperación en la Segunda Conferencia General de la ONUDI, se celebraron en Viena diversas consultas sobre el desarrollo de la industria de fertilizantes. La petición de resumir los aspectos relativos al control de la contaminación procedente de plantas de fertilizantes y orientar a los países en desarrollo en cuanto a la forma de proteger su medio ambiente se reiteró con motivo de la Primera Consulta sobre la Industria de los Fertilizantes, celebrada en enero de 1977.

La ONUDI respondió a estas peticiones preparando la monografía Núm. 9 de la serie "Industria de fertilizantes" titulada "Guía para el control de la contaminación en las fábricas de fertilizantes". El presente capítulo está tomado principalmente de esa publicación. En él se resumen, sin tratar casos concretos ni entrar en detalles, las pautas de interés para la resolución de los problemas de control de la contaminación específicos de la industria de los fertilizantes.

Las normas para el control de la contaminación no son uniformes en todos los países, y ni siquiera dentro de cada país hay unanimidad en cuanto a si las normas establecidas son demasiado permisivas o demasiado rigurosas. Por consiguiente, la descripción de normas establecidas en determinados países no constituye una recomendación para su uso universal. Al establecer normas, hay que prestar la debida atención a la relación costos-beneficios y a las circunstancias particulares de cada proyecto.

En general, se deben establecer normas encaminadas a lograr los fines siguientes:

1. Proteger la salud de los trabajadores de la fábrica y de las personas de la comunidad

evitando concentraciones nocivas de elementos contaminantes conocidos en la atmósfera de las fábricas y de sus cercanías.

2. Evitar que se causen perjuicios a los cultivos y a otra vegetación.
3. Impedir la deterioración de la calidad del agua de los cursos de agua, lagos, estuarios o puertos y proteger a otras industrias y personas que utilizan el agua.
4. Mantener valores estéticos que sean esenciales para tener un entorno grato y mantener el atractivo turístico.

Al establecer la industria de los fertilizantes en cualquiera de los países, hay que salvaguardar el medio ambiente y ser un "buen vecino".

En ocasiones anteriores, tanto en países desarrollados como en desarrollo, durante el establecimiento de instalaciones de producción de fertilizantes se han cometido errores muy serios. Se han perdido vidas humanas; y se ha exterminado la vegetación junto con la fauna marina y de agua fresca. Precisamente para evitar la repetición de estos errores, se resumen a continuación, para orientación futura, las consideraciones ambientales aplicables a la industria de los fertilizantes.

En este capítulo se esbozan primero los principales tipos de efluentes químicos —gaseosos, líquidos o acuosos— que se originan en las fábricas de fertilizantes. En muchos casos, cuando se toman medidas correctivas para reducir o eliminar por completo los efluentes gaseosos mediante lavado de gases, se producen efluentes acuosos con diversas concentraciones de los contaminantes. A no ser que se disponga de posibilidades de recuperación económica para reciclar estos efluentes y llevarlos de nuevo al proceso, hay que tomar medidas para neutralizar su repercusión en las aguas públicas que los reciben. Por consiguiente, en el presente estudio se reseñan las medidas tomadas en las instalaciones de producción de fertilizantes nitrogenados y fosfatados para impedir o minimizar su repercusión en el medio ambiente. La evacuación del yeso y de otros sólidos, como los que proceden de las fábricas de elaboración de potasas, se describen asimismo brevemente.

Se exponen en forma resumida los criterios para la selección del emplazamiento de una nueva planta en terreno rural "virgen" y una guía de especificaciones de contratistas técnicos, a fin de hacer posible un control eficaz de los efluentes dentro de las plantas. Además, se hace referencia a estudios apropiados para medir los efectos de las plantas de fertilizantes en el medio ambiente, con objeto de que sirvan de orientación a planificadores e inversionistas en el establecimiento de nuevas industrias.

B. Efluentes gaseosos

En la mayoría de los procesos de fabricación de fertilizantes se descargan efluentes gaseosos. Con mucho, la mayor parte de éstos se origina al quemar los combustibles fósiles empleados en algunos países para producir amoníaco. En cambio, los gases de combustión sólo plantean problemas de contaminación cuando contienen excesivas cantidades de impurezas o partículas. Otros efluentes de procesos de fabricación son los óxidos de azufre, los óxidos de nitrógeno y los compuestos de flúor, para cuya ulterior elaboración y recuperación se carece de incentivos económicos y políticos suficientes. La contaminación atmosférica resultante puede tener serios efectos sobre la salud humana y la vida animal y vegetal, pero constituye sobre todo un problema local que la industria puede resolver.

1. Amoníaco

Cuando de una planta se libera amoníaco gaseoso, es probable que ello se deba a una fuga ocasionada por equipo defectuoso o un problema de funcionamiento. Las concentraciones elevadas de amoníaco afectan, a causa de las propiedades alcalinas de éste, a las membranas mucosas de la nariz, a la garganta, a los ojos e incluso a la piel. La concentración correspondiente al umbral olfativo es de 18-35 mg/m³. Por lo general, se lavan los gases de salida que contienen amoníaco, y las aguas residuales resultantes se reciclan al proceso o se vierten en las alcantarillas de la planta. En algunos casos, puede ser necesario tratar el licor de lavado para eliminar el amoníaco antes de descargarlo, como se discute más adelante al hablar de los efluentes líquidos. Si se descargan a la atmósfera, los efluentes gaseosos que contienen amoníaco pueden formar niebla industrial (smog) si llegan a combinarse con efluentes gaseosos ácidos de otros procesos de fertilizantes empleados en el mismo complejo.

También es probable que contengan amoníaco los efluentes de las fábricas de urea, nitrato

amónico, fosfato amónico y fertilizantes compuestos. Si la cantidad es significativa, suele recuperarse, mediante depuración con agua o con licores ácidos, y reciclarse.

2. Óxidos de nitrógeno

Los óxidos de nitrógeno son descargados por los procesos de oxidación con amoníaco, como los que se producen en las fábricas de ácido nítrico o de nitrato amónico y las plantas de NPK que emplean el método del nitrofosfato. Los óxidos (NO_x) son principalmente NO, NO₂ o N₂O_x, este último un subproducto inestable de oxidación. Tanto el NO como el NO₂ pueden ser dañinos para la gente, las plantas y los animales y producir smog por reacción fotoquímica en la atmósfera.

La acción tóxica de los óxidos de nitrógeno produce irritación en el aparato respiratorio y, en forma suave de envenenamiento, provoca vómitos e inhibe la capacidad de la corriente sanguínea de transportar oxígeno. Por lo que respecta a los óxidos de nitrógeno (como el dióxido de nitrógeno), la concentración de 9 mg/m³ representa el valor umbral de exposición (VUE). A esa concentración, la exposición durante 8 horas diarias a lo largo de una semana laboral de 5 días puede tolerarse sin efectos perjudiciales. Ciertos tipos de vegetación pueden sufrir daños a la hora de exposición a 1 mg/m³. El valor exacto depende, naturalmente, de la humedad, de la especie de que se trate y de otras condiciones ambientales [1].

El gas de salida de las plantas de ácido nítrico, compuesto de NO y de NO₂ (calculado como NO₂) contamina las zonas circundantes de dichas fábricas. Existen medios técnicos para reducir en diversa medida las tasas de emisión de los gases de salida, medios que permiten cumplir las distintas normas sobre emisión propuestas o adoptadas por varios países industrializados. En algunos países desarrollados, los gastos de inversión y de explotación de estos procesos de control van aumentando a medida que se implantan, con carácter obligatorio, normas más estrictas sobre tasas de emisión. En el cuadro siguiente se indican normas sobre emisión en fábricas de ácido nítrico [2].

País	Tasa de emisión	
	kg de NO _x / t de producto (100% ácido)	mg m ³ de gases de salida ^a
Estados Unidos	1.5	450
Francia	3.3	1 000
pública Federal de Alemania (según tipo de planta)	N.D.	1 000-1 600
Reino Unido (como NO _x) (penacho de humo incoloro)	N.D.	2 000

^aVolumen calculado para condiciones "normales", 0°C y presión de 1 atm. (1 mg. m³ de NO_x = unas 0.48 ppm en volumen)

En las plantas de ácido nítrico que no poseen sistemas para reducir la contaminación del aire, la concentración de óxidos de nitrógeno en los gases de salida puede alcanzar los 6.000 mg/m³. Se han desarrollado, y se vienen utilizando, numerosos métodos para eliminar los óxidos de nitrógeno de los gases de salida. Entre estos métodos figuran la reducción catalítica por hidrógeno, amoníaco o metano; la absorción con cribas moleculares; el lavado con solución de urea o materiales alcalinos; y la absorción reforzada. Este último método, que en efecto eleva la recuperación de ácido nítrico incrementando la capacidad de absorción, parece tener cada vez mejor acogida en la mayoría de los países.

También al tratar la fosforita con ácido nítrico para producir fertilizantes nitrofosfatados se originan óxidos de nitrógeno que a veces harán necesaria una operación de lavado para impedir la contaminación atmosférica.

3. Los óxidos de azufre y la neblina sulfúrica ácida

La principal fuente de dióxido o trióxido de azufre como efluente gaseoso de las fábricas de fertilizantes son las plantas "cautivas" de ácido sulfúrico vinculadas a la fabricación del ácido fosfórico. Casi todos los complejos de producción de fertilizantes fosfatados cuentan con una o más plantas "cautivas" de ácido sulfúrico. Prácticamente todas las plantas modernas de ácido sulfúrico utilizan el proceso de contacto. Se quema azufre, y se hacen pasar los gases que contienen SO₂ por un catalizador (véase el capítulo XII). A continuación, los gases calientes de trióxido de azufre son absorbidos en torres de absorción para formar ácido sulfúrico con más del 98% de H₂SO₄. Es sabido que las fábricas de ácido sulfúrico, sobre todo desde que empezaron a construirse de mayor tamaño, vienen causando extensos daños a la vegetación y han originado serios problemas de contaminación de las zonas próximas a su emplazamiento, con las consiguientes protestas de la población.

Los efluentes en suspensión en el aire descargados por las chimeneas de las torres de absorción suelen contener gotitas de ácido cuyos tamaños varían desde 100 μm hasta bastante menos de 1 μm y que son difíciles de eliminar. Estas gotitas forman una neblina incluso después de pasar por la torre de secado, en la que se hace circular el ácido sulfúrico para reducir el vapor de agua residual, y dan lugar a un nivel de neblina de H₂SO₄ superior a los normalmente aceptables a la salida de la chimenea [3].

Al principio, se instalaban en las torres de secado separadores de arrastre de "tela metálica".

Más tarde se emplearon eliminadores de neblinas y eliminadores Brink, a bajas velocidades de gas (5-10 m/min) para eliminar todas las partículas superiores a 9 μm y el 99% de las más pequeñas. Los precipitadores electrostáticos, que requieren gran inversión de capital pero consumen poca energía, también son un medio eficaz de eliminar esta fuente de contaminación.

Un medio reciente de reducir las emisiones de dióxido de azufre de las fábricas de ácido sulfúrico consiste en emplear sistemas de doble conversión catalítica y doble absorción (véase el capítulo XII). En algunos países también se utilizan mucho sistemas de lavado para eliminar el SO₂ de los gases de salida. Estos gases pueden lavarse con una solución o lechada de un álcali (cal, ceniza de sosa, o amoníaco). Por ejemplo: el lavado con una solución de amoníaco origina sulfito-disulfito amónico. Si dicha solución se acidula con ácido sulfúrico, libera SO₂, que a su vez puede reciclarse al proceso de ácido sulfúrico, dejando la solución de sulfato amónico como material fertilizante susceptible de ulterior aprovechamiento para la producción de fertilizante.

Es sabido que el dióxido de azufre en concentración superior a 27 mg/m³ es un fuerte irritante, y se considera que, para poder exponerse a él sin peligro en la práctica de los trabajos industriales, su concentración no debe exceder de la mitad de ese valor. Las concentraciones de SO₂ medidas en smog de zonas urbanas rara vez rebasan los 3 mg/m³ de SO₂, y suelen proceder del humo que sale de chimeneas de centrales térmicas [1].

Una sola exposición a una concentración de 0,4 mg/m³ puede ser perjudicial para la vegetación, sobre todo para las especies más sensibles. La exposición continua puede afectar a ciertas plantas incluso a concentraciones más bajas. El Organismo de Protección del Medio Ambiente (EPA), de los Estados Unidos, ha propuesto las siguientes normas de calidad del aire para limitar la concentración de dióxido de azufre en el aire ambiente [4].

Dióxido de azufre	Norma primaria ^a (μg/m ³)	Norma secundaria ^b (μg/m ³)
Media aritmética anual	80 (0,03 ppm)	
Concentración máxima en 24 horas ^c	365 (0,14 ppm)	
Exposición máxima en 3 horas		1.300 (0,5 ppm)

^aNorma primaria para la protección de la salud pública

^bNorma secundaria para la protección del bienestar público

^cNo debe rebasarse más de una vez por año

Se sabe, por observaciones realizadas, que dióxidos de azufre emitidos por instalaciones industriales han recorrido distancias de 1.000 km o más, en ciertas condiciones atmosféricas, hasta alcanzar el nivel del suelo. Las actuales normas

sobre emisión de fábricas de ácido sulfúrico exigen [2]:

Estados Unidos	Un máximo de 2,0 kg SO ₂ /tonelada ^d de producto; (10% de opacidad)
República Federal de Alemania	Un mínimo de rendimiento de conversión del SO ₂ de 99,5% Un máximo de 0,4 kg de SO ₂ /tonelada ^d de producto
Reino Unido	Un rendimiento total de 99,5% Sin neblina ácida

^dToneladas métricas.

En las fábricas de fertilizantes que queman fuel oil o carbón con alto contenido en azufre para generar electricidad o vapor para el proceso, los óxidos de azufre de los humos de combustión pueden exceder de los niveles de descarga permisibles. En algunos países, puede aceptarse, como medida para regular la concentración en el medio ambiente, la dispersión mediante chimeneas de gran altura. En otros casos quizá sea necesario lavar los humos de combustión para eliminar la mayor parte de los óxidos de azufre. Existen varios procesos de lavado en los que se utiliza cal, piedra caliza, carbonato sódico o amoníaco como agente depurador.

4. Fluoruros gaseosos

Al tratar la fosforita para fabricar fertilizantes fosfatados se liberan diversos fluoruros. Los gaseosos figuran entre los contaminantes más peligrosos.

La fosforita suele contener entre el 3 y el 4,5% de flúor en peso. Al tratar la fosforita para producir ácido fosfórico, se liberan grandes cantidades de fluoruros en los reactores de acidulación, en las instalaciones de concentración del ácido y en la producción de superfosfatos. El flúor presente en los gases de salida del sistema de reacción de una planta de ácido fosfórico de vía húmeda lo está sobre todo en forma de tetrafluoruro de silicio (SiF₄), pues el flúor, que es muy reactivo, se combina inmediatamente con la sílice contenida en la lechada de reacción. Ahora bien: cuando la fosforita tiene un bajo contenido en sílice, también puede haber fluoruro de hidrógeno (HF).

Por lo común, los fluoruros del reactor se lavan con agua o con soluciones diluidas de ácido fluosilícico. El SiF₄ se hidroliza rápidamente dando ácido fluosilícico. En la actualidad se dispone de suficiente información respecto a plantas normales de ácido fosfórico como para poder hacer un balance de materiales del flúor para la instalación de producción directa. Se dispone de diversos tipos de equipo de depuración por vía húmeda, algunos de los cuales permiten recuperar y concentrar hasta un 20% y más el

ácido fluosilícico, producto comercializable que puede utilizarse para la producción de criolita sintética, fluoruro de aluminio, y diversos fluosilicatos. Si no existe mercado para estos subproductos, es menester neutralizar con caliza o con cal los efluentes del lavado, generalmente en dos fases, antes de verterlos en las aguas públicas. El tratamiento con cal en varias fases viene resultando una operación costosa.

También en la producción de nitrofosfatos y de superfosfatos simples o triples se forman compuestos de flúor gaseosos, que se controlan mediante depuración. Los superfosfatos almacenados bajo techado continúan desprendiendo gases fluorados, que pueden ser perjudiciales para la salud de los operarios. En algunos casos, la ventilación de los almacenes puede ser una solución satisfactoria, pero en algunos países quizá se exija la eliminación del flúor contenido en el aire extraído del almacén. Otra fuente de contaminación atmosférica por gases fluorados puede ser la evaporación de los estanques de almacenamiento o de los estanques en que se utilizan licores de depuración ácidos. Esta fuente de contaminación aún no se ha estudiado bien.

Los daños que causa el fluoruro atmosférico afectan mucho más a la vegetación y a los animales que al hombre. El primer signo de fluorosis crónica en el hombre es el moteado de los dientes, seguido de la osificación de los ligamentos. La exposición de trabajadores de la industria a los fluoruros ha demostrado que el efecto de éstos es acumulativo. En general, se recomienda analizar la orina de los operarios de fábrica a intervalos regulares. La mayor parte de las fábricas pueden mantener una atmósfera con una concentración de fluoruro inferior a 10 mg/m³. En algunas plantas de criolita artificial se han observado concentraciones de hasta 30-40 mg/m³. El valor umbral (VUE) de exposición industrial al fluoruro de hidrógeno por ingestión se ha calculado en 5-6 mg diarios [5]. Se utilizaron como base de cálculo el fluoruro de hidrógeno y otros fluoruros en forma gaseosa. La mayoría de los operarios de fábricas ingieren además otros fluoruros con el agua y los alimentos. A fin de dar un margen razonable de seguridad, se ha recomendado que la ingestión máxima de fluoruro del aire no rebase los 2 mg diarios [1].

La vegetación es más sensible a la exposición al flúor que los animales o los seres humanos. Basta una concentración de fluoruro de tan sólo 0,015-0,04 mg/m³ para ocasionar daños a los gladiolos y algunos pinos y árboles frutales. Si no se dispone de instrumentos de vigilancia adecuados, las zonas industriales deberán contar con zonas ajardinadas que permitan evaluar la contaminación por fluoruros dentro de los límites de la fábrica y en la zona circundante [1].

Se sabe que las concentraciones de fluoruro superiores a los 30 mg/m³ afectan a los animales, por ejemplo al ganado vacuno. También en este caso ocurre que esos animales ingieren además otros fluoruros tales como el polvo de fosfato que se deposita en el follaje y en los forrajes de que se alimentan. El ganado vacuno puede absorber el flúor de las partículas de fosfato y contraer osteosclerosis.

5. *Neblinas, humos, vapores y polvos*

Ya se ha tratado antes de la contaminación producida por neblinas y humos y vapores procedentes de las fábricas de ácido sulfúrico. Las fábricas de fertilizantes granulares mixtos de NPK, MAP o DAP obtenidos a partir de fosforita, ácido fosfórico y/o amoníaco, ácido nítrico y ácido sulfúrico en forma granular producen efluentes gaseosos que contienen partículas sólidas mezcladas con los gases de salida de los reactores. Las torres de granulación en perdigones de nitrato amónico y de urea vienen siendo motivo de creciente preocupación en las zonas cercanas a las instalaciones de fabricación.

En las fábricas de fertilizantes de superfosfato simple (SFS), superfosfato triple (SFT), fosfato monoamónico (MAP), y fosfato diamónico (DAP), así como NPK, el polvo de todo el equipo de manutención de materiales sólidos, tamices incluidos, suele extraerse mediante aspiradores de tiro inducido. Si el polvo fino está seco, puede recogerse por medio de un sistema de conductos, y a continuación se le hace pasar por un equipo de filtrado en bolsas que elimina el 99% de las partículas sólidas. Más difícil es eliminar las partículas o el polvo de los granuladores, secadores y refrigeradores, en los que varían la humedad y la temperatura del gas y sus partículas. Con objeto de reducir la descarga de estas fuentes, suelen instalarse ciclones de gran rendimiento que eliminan la mayor parte de las partículas más grandes. Los ciclones deben aislarse para impedir que se condense el gas húmedo al enfriarse, y en muchos casos el equipo se calienta por fuera a fin de mantener la temperatura por encima del punto de rocío. La mayor parte de estas partículas sólidas se recuperan y devuelven a los diversos procesos de elaboración de la planta. En las plantas de granulación adquiere cada vez mayor incremento el uso de depuradores de vía húmeda. El licor depurador se recicla para elevar su concentración y se hace pasar de nuevo al granulador. Cuando el gas que se depura contiene amoníaco, se añade al licor depurador ácido fosfórico o sulfúrico para mantener un pH casi neutro. Los silos de manipulación de materiales de partida, como la fosforita o la potasa, pueden equiparse con filtros de bolsas individuales a fin

de devolver las materias primas puras a su correspondiente silo de almacenamiento.

En las plantas de NPK que cuentan con un sistema de reacción propio —como ocurre en la mayoría de las plantas de nitrofosfato— los humos y vapores desprendidos en las operaciones de elaboración suelen lavarse y concentrarse para devolverlos en forma de lechada diluida a la "sección húmeda" del sistema de reacción.

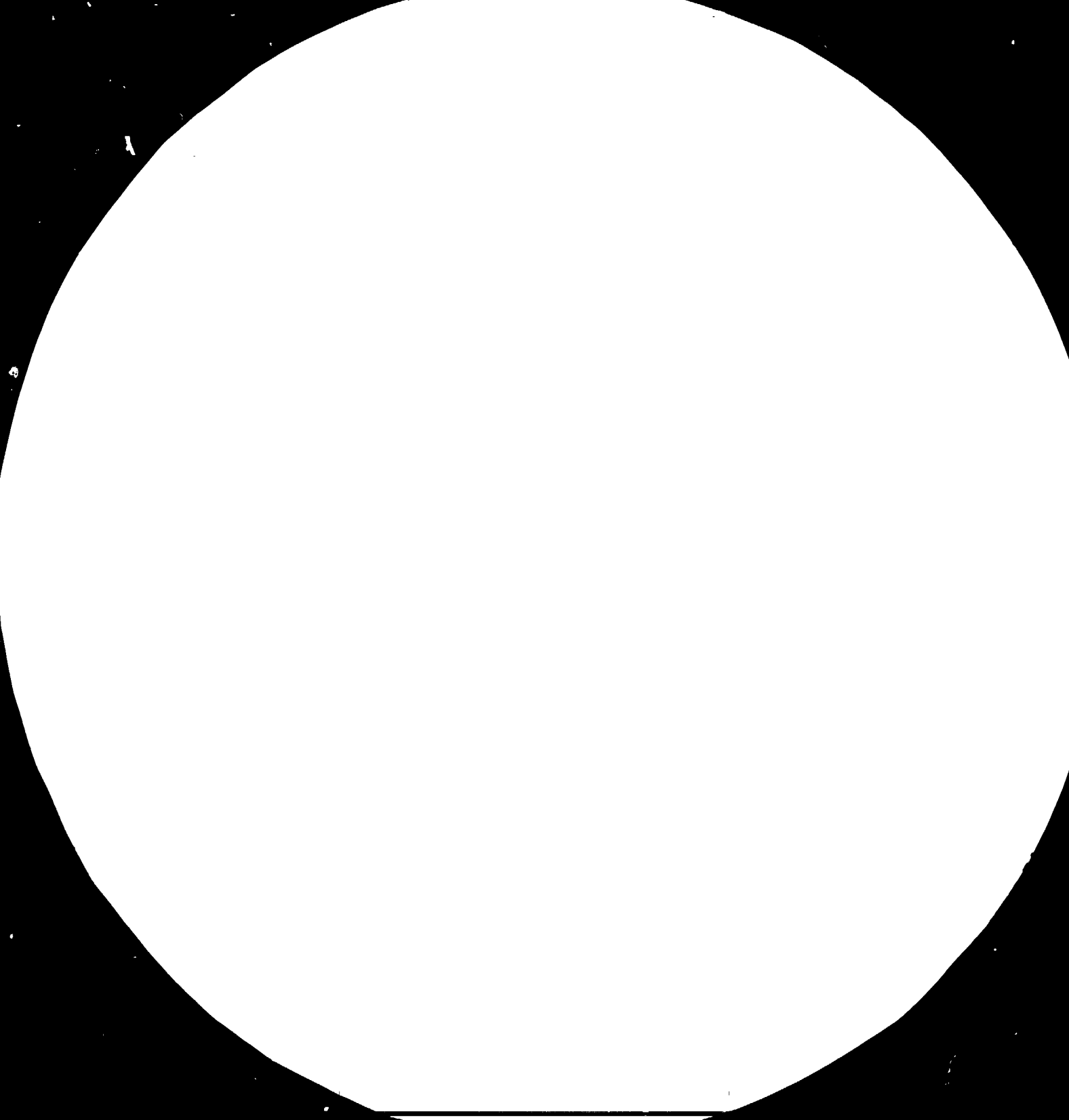
En los últimos años, el polvo y los humos y vapores de los procesos de granulación en perdigones vienen planteando un problema importante. El volumen de aire o de gas de que se trata suele ser muy grande. Hace muy poco que se han puesto a punto, tras considerables investigaciones y ensayos en plantas piloto, sistemas adecuados de reducción de humos y vapores [1, 4, 6].

6. *Nitrato amónico*

Las emisiones de las plantas de nitrato amónico proceden principalmente de los procesos de neutralización y evaporación y de la torre de granulación en perdigones. En general, los humos y vapores de los dos primeros procesos mencionados se depuran por vía húmeda, por ser su volumen relativamente pequeño. La concentración se aumenta añadiendo las partículas muy pequeñas, o finas, separadas por medio de tamices. El agua de purga de la solución depuradora recirculante se devuelve al sistema. La mayoría de las partículas procedentes de la torre de granulación en perdigones tienen diámetros inferiores a la micra. Si se conocen la temperatura de la superficie de granulado y la presión de disociación del amoníaco y del ácido nítrico, pueden calcularse sus respectivos coeficientes de difusión en el aire para determinar la cantidad potencial mínima de humos y vapores que se desprenderá de la torre de granulación en perdigones (normalmente, 0,25 kg por tonelada de nitrato amónico granulado). Los últimos adelantos tecnológicos apuntan hacia la incorporación de un sistema colector de polvo instalado en serie con un sistema de filtros Brink que permita reducir las tasas de emisión efectivas, a fin de poder cumplir las disposiciones vigentes sobre emisión de masa y opacidad, que estipulan un valor inferior a 0,5 kg/t [6].

7. *Urea*

En las plantas de urea, la principal fuente de contaminación atmosférica es el polvo de urea presente en el aire expulsado por las torres de granulación en perdigones. Una planta con capacidad de producción de 1.000 toneladas diarias lanza a la atmósfera, por hora, entre 400.000 y 500.000 m³ de aire caliente. Hay sistemas de





3.2



3.6



4



MICROCOPY RESOLUTION TEST CHART

NATIONAL BUREAU OF STANDARDS

STANDARD REFERENCE MATERIAL 1010A

APPLICABLE TEST METHOD: NBS 1963-A

eliminación del polvo mediante lavado con los que se ha reducido la concentración de polvo de un promedio de 500-1.000 mg/m³, a la salida de la torre, a 200-300 mg/m³. Estos dispositivos deflectores de chapa de choque son fáciles de aplicar a las torres de granulación en perdigones con tiro natural. Las partículas de polvo de urea son muy pequeñas (menos de 10 µm); por tanto, los ciclones por vía seca son ineficaces. Hay sistemas de eliminación de polvo más modernos, que permiten reducir la concentración de polvo de urea a menos de 30 mg/m³, o 0,3 kg/tonelada de producto en los gases de salida de la torre de granulación en perdigones [4].

Los límites impuestos a las descargas de partículas sólidas varían de un país desarrollado a otro, y dentro del mismo país, de una comarca a otra. Hasta hace muy poco, en la región del Ruhr (República Federal de Alemania) los límites máximos especificados eran de 100 mg/m³ en chimeneas de 90 a 100 m de altura.

Ultimamente, varias fábricas de nitrato amónico y de urea vienen utilizando la granulación ordinaria con preferencia a la granulación en perdigones. El objetivo principal es mejorar el tamaño y la resistencia del producto, pero también se persigue la ventaja que supone el poder combatir el polvo y los humos y vapores con menos dificultad. Con depuradores por vía húmeda o filtros de bolsa se puede combatir bien el polvo [7].

En la mayor parte de los casos, se acoge con comprensión el hecho de que las fábricas más antiguas tienen problemas para cumplir algunas de las nuevas disposiciones. Lo que sí se subraya en todos los casos es que sólo se concederán permisos para construir fábricas nuevas si los proyectistas garantizan que éstas funcionarán conforme a las normas de proyección y que los efluentes gaseosos no excederán las normas locales aplicables. Se recomienda que en los países en desarrollo donde no se hayan adoptado tales normas, al planear las fábricas de fertilizantes se sigan las pautas dadas en el presente capítulo.

C. Efluentes líquidos

El volumen de los efluentes acuosos o líquidos de las fábricas de fertilizantes suele ser pequeño en comparación con el de los que descargan a la atmósfera. Naturalmente, si en los sistemas de reducción de la contaminación se emplea equipo de depuración por vía húmeda para reducir la contaminación atmosférica, los contaminantes eliminados de los gases quedan concentrados en las soluciones o en los líquidos de depuración. A menos que se los concentre y transforme en un subproducto comercializado,

esos contaminantes plantearán un problema de eliminación como residuos líquidos. Por este motivo, para elegir el mejor método de eliminar un contaminante será preciso examinar antes cada caso en su propio contexto, teniendo en cuenta los aspectos socioeconómicos. Dicho de otro modo, el método más económico no es necesariamente el mejor para resolver, a la larga, el problema de las fábricas de fertilizantes. Sin embargo, siempre será un método deseable el que permita minimizar los costos sociales totales y obtener un máximo de beneficios totales.

1. Fertilizantes nitrogenados y productos intermedios

Amoniaco

Los residuos líquidos de las plantas de amoniaco pueden contener amoniaco de diversas fuentes, como por ejemplo la condensación del exceso de vapor utilizado en los reformadores. La presencia de amoniaco en las aguas de desecho es indeseable porque eleva la demanda biológica de oxígeno (DBO).

En algunas plantas de los Estados Unidos, se aumenta por encima de 10 el pH de este efluente, que luego se rectifica en una torre por medio de vapor. Naturalmente, este procedimiento sólo puede utilizarse en zonas donde se estime que la contaminación atmosférica provocada por los gases de salida no es importante. El proceso entraña el arrastre químico de los condensados que contienen amoniaco por medio de vapor, el cual elimina el amoniaco volátil y el dióxido de carbono. El agua así depurada se hace pasar después a un intercambiador de iones donde los de metales pesados pueden sustituirse por iones amónicos. El agua así purificada puede utilizarse para alimentar calderas. La rectificación por arrastre químico con vapor puede reducir el contenido en amoniaco (N) a un nivel nominal de 20-25 g/m³ (quizá incluso a 10-15 g/m³) pero lo más corriente es encontrar niveles de nitrógeno de alrededor de 40 g/m³. También se han empleado para limpiar las aguas condensadas resinas catiónicas a alta presión (5 atmósferas) con objeto de mantener el dióxido de carbono en solución; la resina puede regenerarse con ácido para producir una sal amónica, que es devuelta al proceso de fabricación del fertilizante.

En las plantas de amoniaco donde se utilizan metilaminas (MEA) para eliminar el dióxido de carbono, los condensados suelen contener impurezas orgánicas. Aún así, se ha estudiado el empleo de resinas intercambiadoras de iones. Se regeneró una resina de intercambio de iones con ácido sulfúrico diluido, devolviéndose el sulfato amónico resultante a la corriente del proceso de fabricación. En muchos países, la concentración

del amoníaco expulsado como efluente acuoso es objeto de restricciones legales. El amoníaco en solución acuosa y las MEA son perjudiciales para los peces, pudiendo provocar el desprendimiento de sus escamas al destruir las capas mucosas protectoras. En ocasiones, en el Reino Unido se ha fijado un límite de 10 g/m^3 de nitrógeno amoniacal [2]. En los Estados Unidos, varias administraciones estatales han establecido un límite de $1.5\text{-}2.5 \text{ g/m}^3$. Los condensados de plantas de amoníaco que utilicen materias primas distintas del gas natural o de la nafta contendrán posiblemente sustancias orgánicas. Los efluentes tendrán, además de la demanda química de oxígeno (DQO), una demanda biológica de oxígeno (DBO), y antes de verterlos en aguas receptoras de uso público será menester recogerlos y tratarlos, con arreglo a su carga de DQO o de DBO, en una instalación depuradora con fango activado o por otro medio adecuado. Para eliminar el amoníaco en plantas biológicas, primero debe oxidarse a nitrato y luego desnitrificarse (adicionando alcohol metílico como fuente de carbono) a gas nitrogenado. En algunas plantas a los desechos acuosos que contienen amoníaco se les da salida utilizándolos para el riego de cultivos tales como la hierba de Bermuda. Los efluentes líquidos que origina la fabricación de urea contienen amoníaco, dióxido de carbono, carbonato amónico y urea. Estos desechos líquidos se originan durante el proceso de concentración de la solución de urea en el que, al reducirse la presión a consecuencia de la evaporación instantánea, se produce un condensado. En algunos procesos, los escapes de las bombas aportan al efluente propio del proceso desechos líquidos que contienen amoníaco.

Los principales productos de descomposición de la urea son el amoníaco y el dióxido de carbono, que pueden devolverse al proceso o descargarse, tras rectificación por arrastre químico, a la atmósfera. Según los informes del organismo estadounidense EPA, los efluentes de plantas que no producen urea granulada en perdigones pueden contener hasta 0.075 kg (valor diario máximo) y 0.0375 kg (promedio de 30 días) de nitrógeno orgánico por tonelada métrica de urea producida [4].

Los proyectistas de plantas de urea han ideado un sistema de depuración por lavado para torres de granulación en perdigones con tiro forzado. A este proceso se le atribuye la ventaja de reducir la concentración de urea en el gas de salida a $6\text{-}12 \text{ mg/m}^3$, pero da un residuo acuoso que ha de reciclarse al concentrador de vacío y concentrarse para recuperar la urea. Del sistema de vacío de una planta que produzca 1.000 toneladas diarias salen efluentes condensados líquidos con $1.000\text{-}2.000 \text{ g/m}^3$ de urea y hasta 50.000 g/m^3 de amoníaco, a razón de $20\text{-}25 \text{ m}^3/\text{h}$. Los problemas ecológicos creados por este efluente van

desde el de la toxicidad del amoníaco hasta el de la eutroficación del agua receptora por el amoníaco y la urea en su calidad de nutrientes que estimulan el crecimiento de algas. El tratamiento preferido es la hidrólisis seguida de destilación, en la que los condensados tratados o colas de la unidad de destilación emergen, con niveles de 50 mg de amoníaco y 200 mg de urea por cada litro de solución que se recicla al proceso [8].

Nitrato amónico (incluido ácido nítrico)

Normalmente, las fábricas de nitrato amónico cuentan con una planta de ácido nítrico "cautiva", es decir, ubicada en el mismo emplazamiento. Las fábricas de ácido nítrico no tienen efluentes acuosos continuos. Estas fábricas utilizan grandes cantidades de agua de refrigeración en su equipo intercambiador de calor; de la contaminación ocasionada por los vertidos de agua de refrigeración se tratará más adelante. Las descargas discontinuas de ácido procedentes de las bombas y otros elementos de equipo pueden recogerse en un colector y neutralizarse antes de ser vertidas.

La fabricación de nitrato amónico entraña la neutralización, mediante amoníaco, del ácido nítrico. Normalmente, la variable de control de este proceso es el pH, y la reacción es exotérmica. Los vapores que se desprenden de la solución de nitrato amónico contienen este compuesto y vapor de agua produciendo al condensarse un efluente contaminante. Los humos y vapores suelen depurarse por vía húmeda. La solución de lavado está demasiado diluida para que la recuperación resulte económica; sin embargo se la puede concentrar más añadiéndole finos y polvo recogidos de la sección de granulación en perdigones, tras lo cual es devuelta en forma intermitente, mediante bombeo, al neutralizador. Otra posibilidad consiste en someterla a un tratamiento de intercambio de iones y reciclarla a la torre de refrigeración.

Sulfato amónico

El sulfato amónico se produce neutralizando ácido sulfúrico con amoníaco. Se trata de una reacción exotérmica cuyos vapores se suelen lavar y, en un sistema de ciclo único, contiene $10\text{-}100 \text{ mg/m}^3$ de amoníaco, que puede ser evacuado a las alcantarillas (excepto en los Estados Unidos); sin embargo, los líquidos de lavado pueden recircularse para aumentar su concentración y devolverse finalmente al proceso. La demanda de fertilizantes nitrogenados de gran concentración ha hecho que disminuya considerablemente la de sulfato amónico en los países desarrollados, pero no ocurre lo mismo en los países en desarrollo, sobre todo en los que se dedican al cultivo del arroz.

2. Fertilizantes fosfatados

Los fertilizantes fosfatados comerciales pueden clasificarse en dos categorías principales: los que sólo contienen fosfatos y se obtienen tratando la fosforita para aumentar la concentración de P_2O_5 soluble, como superfosfato simple (16-22% de P_2O_5); y aquellos para cuya fabricación se utiliza ácido fosfórico, como el superfosfato triple (40-49% de P_2O_5). Para fabricar el primero se requiere normalmente una planta de ácido sulfúrico, mientras que para el segundo se precisa una de ácido sulfúrico y otra de ácido fosfórico, en general como plantas de ácido "cautivas". En las plantas de fertilizantes fosfatados mixtos se fabrican fertilizantes de NP o NPK de distintas formulaciones, incluidos los de MAP, los de DAP y otros obtenidos mediante amonificación de ácido fosfórico, o bien utilizando uno de los métodos de nitrofosfato, en que la fosforita se acidula con ácido nítrico y luego se añade amoníaco y/o potasa en los sistemas de reacción.

Ácido fosfórico

En la actualidad, la mayor parte del ácido fosfórico se fabrica por vía húmeda, haciéndose reaccionar la fosforita con ácido sulfúrico en un reactor. Como se trata de una reacción exotérmica, los procesos clásicos emplean un refrigerante de vacío para mantener una temperatura controlada de 80°C. Normalmente, estos refrigeradores funcionan a base de un sistema compensador barométrico, el cual produce un efluente líquido que contiene P_2O_5 y flúor en forma de ácido fluosilícico. También se obtienen efluentes que contienen flúor y P_2O_5 del sistema depurador del reactor, de las bombas de vacío del filtro de vacío en el que se separa el yeso, y del sistema de concentración de ácido fosfórico o de evaporación. En la mayor parte de las plantas, estos efluentes, en unión del yeso en lechada, se vierten a un estanque de fangos, desde el cual los líquidos ácidos clarificados se reciclan a la planta para su empleo como agua de refrigeración o de lavado. Muchas plantas recuperan, para su venta, el ácido fluosilícico procedente de las corrientes más concentradas (normalmente, las de proceso de concentración del ácido).

Las plantas ubicadas en zonas industriales o que no disponen de terreno suficiente no pueden utilizar el método de eliminación de efluentes en estanques, y se ven obligadas a neutralizarlos con cal en dos etapas. Esto último se aplica también a los efluentes que rebosan de los estanques.

Ácido sulfúrico

Las plantas de ácido sulfúrico "cautivas" empleadas en la fabricación de fertilizantes for-

man parte de complejos en los que se produce ácido fosfórico o sulfato amónico. Los efluentes acuosos de las plantas de ácido sulfúrico pueden ser originados por derrames, o fugas de bombas o de bridas. En una planta de ácido sulfúrico que funcione correctamente y que esté bien mantenida no deber producirse descargas continuas de ácidos ni como efluentes ni en el agua de refrigeración vertida.

Superfosfatos simple y triple

Los efluentes acuosos de las plantas de superfosfatos simple y triple proceden de los lavadores de gas instalados para el equipo de manutención de materiales y para los tanques de reacción. Los gases de salida que contienen tetrafluoruro de silice y polvo de fosfato se lavan con agua o con soluciones de ácido fluosilícico. Si este ácido no puede comercializarse por su concentración relativamente elevada de P_2O_5 , que podría hacerlo inadecuado para transformarlo en productos comercializables, los efluentes líquidos se tratan con cal, obteniéndose como subproducto fluoruro cálcico impuro. En la hidrólisis del tetrafluoruro de silicio (SiF_4) a ácido fluosilícico (H_2SiF_6) se forma silice (SiO_2) como subproducto. En general, la silice se deposita sobre el equipo y tuberías correspondientes, pudiendo dar lugar a obturaciones del sistema si no se efectúa un mantenimiento regular. En sistemas de lavado de gas en varias etapas se vienen obteniendo soluciones de ácido fluosilícico en concentraciones de 15-25% [4], las cuales se venden después para su reutilización. Se ha recurrido a la depuración de gases mediante sistemas ciclónicos o de lecho móvil en conexión con los tanques de curado de superfosfato triple en verde, de los cuales se evacuan grandes volúmenes de gases que contienen concentraciones relativamente pequeñas de tetrafluoruro de silicio. En la industria de los fertilizantes se prefieren los depuradores con baja caída de presión y cuyos ventiladores extractores consumen muy poca energía.

Fertilizantes compuestos y de NPK

En general, los efluentes líquidos de las plantas de fertilizantes granulados y de fertilizantes complejos de NPK son originados por el equipo depurador. En las plantas de nitrofosfato que cuentan con sistemas de reacción por vía húmeda en los que se hace reaccionar la fosforita con ácido nítrico y ácido fosfórico y se la neutraliza con amoníaco, los efluentes acuosos, derrames y líquidos de lavado suelen recogerse en sumideros y devolverse lentamente al sistema para no diluir las lechadas resultantes antes de su granulación. En algunas plantas, se añade al mismo tiempo el polvo recogido en los colectores ciclónicos de la sección de granulación, aumen-

tándose con ello la concentración de sólidos de los residuos líquidos, que de otra manera sería demasiado baja para su recuperación económica.

3. Efluentes de la caldera y de la torre de refrigeración

En la mayor parte de los complejos de producción de fertilizantes se encuentran, como instalaciones auxiliares, calderas y torres de refrigeración.

Efluentes del agua de la caldera

Todas las calderas deben limpiarse antes de ser utilizadas y durante su funcionamiento. Como agentes de limpieza se emplean soluciones ácidas y alcalinas, así como detergentes especiales, que se descargan periódicamente como líquidos residuales. Estos líquidos residuales suelen ser ácidos y contener ácido clorhídrico, ácido acético, borato potásico, inhibidores de la corrosión amoniacales, detergentes, y fosfatos. Además, y con carácter rutinario, las calderas deben protegerse contra la formación de incrustaciones y contra la corrosión durante su funcionamiento. Los líquidos residuales correspondientes suelen ser alcalinos y contener fosfato trisódico, carbonato sódico, hidróxido sódico, sulfito sódico, nitrato sódico y detergentes. Las aguas residuales de limpieza proceden de la limpieza de las tuberías de la caldera y de las superficies del tambor de ésta, operación que se realiza durante el año en periodos infrecuentes y por lo general imprevisibles. Por otra parte, las aguas de purga de la caldera se descargan de modo regular, por lo común una o más veces al día. Se recomienda que tanto los líquidos de limpieza ácidos como las aguas de purga alcalinas sean descargadas en estanques de retenida, neutralizadas y vertidas lentamente, y de manera uniforme y proporcional, en el volumen mayor de agua de refrigeración que de modo continuo se vierte en aguas receptoras. Periódicamente, deben eliminarse de los estanques de retenida las incrustaciones y otros sólidos sedimentados.

Aguas residuales de las torres de refrigeración

En las plantas termoeléctricas, suele utilizarse agua dulce para condensar el vapor de escape de la turbina. Naturalmente, esta agua se enfría en una torre de refrigeración antes de verterla en algún curso de agua. La naturaleza y la envergadura de los problemas relacionados con el vertido de las aguas de refrigeración varían de un caso a otro, pues dependen del lugar, de la disponibilidad y del tipo del curso de agua en que los líquidos pueden verterse.

En el caso de generadores de vapor caldeados con carbón, por cada kWh de electricidad gene-

rada deben disiparse con esa agua de refrigeración unas 3.300 kcal de calor. A menudo la temperatura del agua de refrigeración vertida es superior en 5-8°C a la del agua de la corriente receptora. Aparte del calor, los efluentes contienen con frecuencia pequeñas cantidades de cloro residual, para combatir el crecimiento de limo bacterial; algún alguicida, como sulfato de cobre, para combatir el crecimiento de algas (especialmente utilizado cuando las aguas de refrigeración están expuestas a la luz solar); y, a veces, inhibidores de la corrosión, tales como el cromo o el sulfito sódico. Entre las medidas correctivas que deben aplicar las plantas de fertilizantes cabe mencionar las siguientes: a) eliminar la recirculación en ciclo único de las aguas de la torre de refrigeración y/o reutilizar esas aguas de refrigeración; b) utilizar depósitos de enfriamiento por aspersión o sistemas de termodisipación (lagos de recreo artificiales o tuberías de calefacción subterráneas); c) eliminar el cromo y/u otros metales tóxicos utilizados para inhibir la corrosión, y d) proteger el agua de refrigeración de la exposición o contacto con cualquier tipo de contaminantes extraños.

4. Potasa

Desde hace poco, la eliminación de residuos líquidos originados en la fabricación de potasa viene constituyendo un motivo de preocupación a raíz de la entrada en funcionamiento en países desarrollados de nuevas instalaciones de extracción y de elaboración.

Después de triturada, tamizada y pulverizada, la mena potásica se separa de los cristales de sal y de otras impurezas en cubas de flotación especialmente construidas, utilizándose salmuera muy concentrada como medio dispersante. La mena potásica de gran riqueza procedente de yacimientos de silvinita contiene aproximadamente 20-30% de K_2O (32-48% de KCl); el resto es sal y otras impurezas. La potasa de calidad comercial contiene aproximadamente un 60-61% de K_2O .

Si se dispone de agua de mar para preparar la salmuera, la concentración de sal del efluente puede llegar a ser siete veces mayor que la del agua. El principal problema de eliminación consiste en lograr una rápida dilución de los efluentes concentrados a un nivel inferior al de toxicidad. Se ha comprobado que si la salinidad del efluente diluido disminuye a un valor no superior a dos partes por 1.000 del nivel ambiente en una distancia no superior a 30 m desde el punto de vertido, es decir, proporcionando las mareas una dilución del 100:1, no se produce acumulación detectable entre un ciclo de marea y el siguiente [9].

Las plantas elaboradoras situadas tierra adentro que vierten efluentes en los ríos aún

siguen creando problemas en países desarrollados, cuyas autoridades competentes los están estudiando en la actualidad. En algunos lugares en que se dispone de espacio y llueve poco, existe la posibilidad de eliminar las sales de desecho apilándolas (véase el capítulo XVIII).

D. Residuos sólidos

La evacuación inocua de residuos o subproductos sólidos de plantas de fertilizantes viene constituyendo un problema, sobre todo en zonas industrialmente desarrolladas. El fosfoyeso es, con mucho, el principal subproducto de la fabricación de ácido fosfórico por vía húmeda.

1. Yeso

La evacuación inocua o la recuperación del fosfoyeso obtenido como subproducto de plantas de ácido fosfórico de vía húmeda viene siendo motivo de preocupación a causa del mayor tamaño de las plantas de ácido fosfórico construidas en el último decenio. Por cada tonelada de P_2O_5 , se obtienen como subproducto 5 toneladas de fosfoyeso, al que es preciso dar salida.

En países donde se dispone de tierra relativamente barata, la torta de yeso procedente de los filtros se mezcla con agua y se vierte como lechada en un estanque destinado al efecto. El estanque puede tener varias hectáreas de extensión y tiene diques para retener el yeso que produzca la planta durante un período de funcionamiento de 5 a 7 años. Por supuesto, los estanques de yeso reciben de la planta lechadas ácidas. El sulfato y los fluoruros de calcio se sedimentan y acaban por llenar el estanque. Es preciso poner cuidado en impedir la contaminación de aguas subterráneas por infiltraciones del estanque. En zonas muy lluviosas y con pérdidas por evaporación relativamente bajas, el agua que rebose del estanque ha de neutralizarse con cal para evitar la contaminación de las aguas receptoras.

En el pasado, las plantas de ácido fosfórico ubicadas en zonas costeras vertían directamente en el mar sus residuos de yeso en lechada. El yeso es soluble en el agua de mar y se disuelve rápidamente cuando las corrientes de marea son fuertes. Algunas plantas situadas tierra adentro también vierten en el mar sus residuos de yeso mediante barcazas o buques de descarga por el fondo. Muchas plantas mezclan previamente agua de mar con el yeso. Para una rápida disolución se requieren alrededor de 100 toneladas de agua de mar por tonelada de yeso. El yeso también es soluble en agua dulce. También está permitido verterlo en los ríos cuando su cantidad es rela-

tivamente pequeña en comparación con el caudal de la corriente. La solubilidad del yeso en el agua de mar es de 3,3 g/litro, frente a unos 2,3 g/l en el caso del agua dulce.

La recuperación de yeso para la fabricación de cemento, bloques de construcción y láminas de cartón-yeso, así como la recuperación de SO_2 del sulfato cálcico, viene siendo practicada por varios fabricantes de fertilizantes de países sin litoral en los que la falta de otros métodos de eliminación del yeso han hecho que este proceso resultara económico.

Cuando resulta necesario recuperar el yeso, en la mayoría de los casos es menester reducir su contenido residual en P_2O_5 , razón por la cual el ácido fosfórico del proceso de hemihidrato, que entraña dos fases, es preferido incluso al que se obtiene del proceso directo de dihidrato, pues el contenido residual en P_2O_5 suele ser inferior. En la actualidad, varios países en desarrollo están interesados en adquirir tecnología relativa al proceso de hemihidrato, y los que necesitan importar azufre esperan recuperar el SO_2 para sus plantas de ácido sulfúrico [4, 10, 11, 12].

Las condiciones de mercado para los subproductos que se recuperen determinarán en cada caso la viabilidad económica y los procesos concretos que hayan de adoptarse.

2. Nitrato de calcio y carbonato de calcio

Del proceso del nitrofosfato tipo ODDA se obtiene como subproducto nitrato cálcico, una vez refrigeradas las lechadas para aumentar la solubilidad en agua del producto final de NPK. El nitrato cálcico cristalizado en dichas lechadas se separa por centrifugación, y una vez granulado y seco se vende como fertilizante pobre en nutrientes (15% de N y 27% de CaO) o se transforma en nitrato cálcico-amónico (20-26% de N).

En algunas plantas, se obtiene carbonato cálcico al transformar el nitrato cálcico que resulta como subproducto del proceso ODDA mediante amonificación y adición de dióxido de carbono. Si este carbonato cálcico no se reutiliza en la fabricación de nitrato cálcico-amónico, se lo separa del proceso por filtración y se emplea para neutralizar otros residuos de la planta. En todo caso, o se vende como producto comercial o se le da salida por algún otro procedimiento [13].

3. Trióxido de arsénico

También originan residuos sólidos los procesos Vetrocoke (carbonato potásico) que se aplican para eliminar el dióxido de carbono en la fabricación de amoniaco. El volumen de estos residuos es pequeño, y el fango contiene un 20% de As_2O_3 .

En la actualidad, estos residuos se vierten a veces en el mar, para mayor seguridad. Pueden crear problemas, al resultar letales para los peces, si su concentración en el punto de vertido es elevada.

4. Catalizador de vanadio agotado

Es preciso prestar atención a la eliminación del catalizador de vanadio agotado de plantas de ácido sulfúrico, dada la gran toxicidad de los compuestos de este metal. De una planta que produzca 1.500 toneladas diarias de ácido sulfúrico podrán resultar unos 20 m³ anuales de catalizador de vanadio agotado, que normalmente se elimina durante la parada anual de mantenimiento. En algunos casos, se ha enterrado el catalizador agotado en lugares en que no pudiera afectar a las aguas subterráneas.

E. Tendencias registradas en el control de la contaminación y en la legislación correspondiente

1. Países desarrollados

La rápida industrialización que se produjo tras la segunda guerra mundial exigió mayores controles de la contaminación y una política basada en la reglamentación legislativa de la industria. Los factores económicos exigían un aumento del tamaño de las instalaciones industriales, pero muchas veces los planificadores no tuvieron en cuenta los efectos consiguientes sobre el medio ambiente. Hasta que las autoridades de los países desarrollados aplicaron coercitivamente la legislación vigente, las plantas de fertilizantes ejercieron únicamente la disciplina del control interno. Como consecuencia, en muchas zonas industriales hubo accidentes que produjeron contaminación atmosférica, y las aguas receptoras de propiedad pública se convirtieron en "cloacas destapadas", matando los peces y la fauna.

En los Estados Unidos, el Gobierno federal creó el Organismo de Protección del Medio Ambiente (EPA). En el Reino Unido, se reforzó el cuerpo de inspectores de álcalis para que pudieran hacer frente a los problemas dentro del marco de la *Common Law*. En la mayoría de los países desarrollados que tienen leyes sobre pureza del aire o normas de calidad del agua para las aguas públicas receptoras, existen actualmente organismos reguladores análogos. La industria de fertilizantes ubicada a la orilla de un río o del mar tiene el mismo derecho y la misma obligación que cualquier otro ribereño de usar sus instalaciones de manera tal que sus vecinos aguas abajo

o sobre la costa tengan acceso a la misma calidad y cantidad de agua que ella. Con arreglo a la inspección y controles legislativos, los inspectores pueden imponer multas por negligencia e incluso cerrar una explotación para impedir daños al medio ambiente.

2. Países en desarrollo

Con frecuencia, la industria de los fertilizantes es la primera industria en gran escala que se establece en los países en desarrollo, con sus economías primordialmente agrícolas y sus materias primas autóctonas. Es muy frecuente que no se disponga de mano de obra especializada y que haya que capacitarla para hacer funcionar las instalaciones de producción. Lo que preocupa a los planificadores es la pronta terminación de las nuevas instalaciones, y la capacitación de personal se orienta hacia la necesidad de ponerlas en marcha lo antes posible. Se dejan así de lado las consideraciones sobre los daños que puede causar al medio ambiente el funcionamiento incorrecto de la planta, entre cuyas consideraciones suelen figurar la seguridad y la buena administración. Esto sólo puede impedirse mediante una estricta disciplina; una buena supervisión desde el comienzo mismo de la explotación de la planta. Este aspecto no debe ser olvidado por los directivos de los países en desarrollo, pues puede tener grandes repercusiones sociológicas.

Cuando un país desarrollado establece una nueva planta de fertilizantes, es posible que el emplazamiento elegido no esté cerca de la fuente de materias primas o de la zona de comercialización. Muchas veces, la disponibilidad de mano de obra especializada, de un puerto o de una red de transporte ya existente puede influir en la decisión final. Normalmente, sin embargo, se supone que existe movilidad de la mano de obra. Pero en un país en desarrollo, con una infraestructura en crecimiento, muchas veces no puede contarse con tal movilidad. Tan pronto como se inicia la construcción de una planta o la explotación de una nueva instalación, se establecen en la vecindad inmediata aldeas o barrios para los trabajadores. La falta de transporte público o su costo relativo obliga a crear comunidades en las proximidades inmediatas de la planta. De esta manera, el bienestar y el medio ambiente de la comunidad se convierte en responsabilidad de la industria que da trabajo al personal de explotación. Si se degrada el medio ambiente a consecuencia de los contaminantes atmosféricos emanados de la planta o si disminuye la disponibilidad de agua potable como consecuencia de contaminación procedente de la fábrica, es muy probable que se planteen dificultades en las relaciones laborales que no convienen ciertamente a los intereses de la admi-

nistración de la planta, y que perjudicarán la ejecución de un proyecto viable. Inevitablemente esto plantea problemas considerables para todos los interesados. Por esta razón, la promulgación de legislación sobre reducción de la contaminación prepara el camino para la adopción de medidas preventivas que orientarán y protegerán tanto a los empleados como a la dirección en los próximos decenios de desarrollo industrial.

3. Función de la ONUDI

La función de la ONUDI consiste en prestar asistencia técnica a la dirección de las industrias en la etapa de planificación para evitar los tropiezos que han tenido frecuentemente los países desarrollados y orientar a las nuevas industrias que se vayan a establecer en los países en desarrollo. El fallo imparcial entre el Gobierno, los inversionistas y los planificadores de las plantas de fertilizantes que se hayan de ubicar en nuevos lugares puede ahorrar muchos problemas a todas las partes en el esfuerzo común.

F. Establecimiento de plantas en terreno "virgen" en países en desarrollo

Es muy frecuente que, al escoger un emplazamiento en terreno "virgen" (desde el punto de vista industrial) se pasen por alto las consideraciones relativas al medio ambiente. Esto se ha traducido en la destrucción de la industria pesquera de un puerto o de los cultivos en las zonas cercanas a las fábricas de fertilizantes. Normalmente se eligen emplazamientos cercanos a las fuentes de materias primas, ya se trate de gas natural o de fosforita. Los fertilizantes son productos voluminosos, y todas las plantas orientadas hacia la exportación están situadas cerca de un puerto o de ríos navegables. Con excesiva frecuencia, las consideraciones de orden político prevalecen sobre la evaluación correcta de los efectos de las plantas de fertilizantes sobre su entorno. Por ejemplo, el organismo administrador de un puerto quiere situar la industria cerca de él, siendo así que éste sólo se ha usado hasta entonces para la pesca y con fines de esparcimiento. Ni qué decir tiene que tanto la pesca como la industria turística sufren las consecuencias. En otro caso, una industria farmacéutica quiere situar una fábrica cerca de una planta de fertilizantes en construcción. Aunque se utilice en las fábricas de fertilizantes la más moderna tecnología de reducción de humos y vapores y de eliminación de polvo, se trata de dos industrias que no son vecinos compatibles.

1. Especificaciones técnicas a estipular en los contratos de ingeniería

Desde el punto de vista de los efectos sobre el medio ambiente, la elección del proceso de fabricación del fertilizante tiene importancia. Aunque la mayoría de los procesos de fabricación de fertilizantes a establecer en los países en desarrollo son clásicos y están bien experimentados en los países desarrollados, muchos contratistas pasan por alto las consideraciones ambientales cuando la ubicación de la planta no es objeto de limitaciones legislativas. Para evitarlo, debe pedirse a los licitantes que aspiran a construir esas instalaciones que en sus propuestas indiquen con toda clase de detalle la cantidad y calidad de los efluentes atmosféricos y acuosos de sus fábricas. Estas especificaciones deben incluir datos tales como la temperatura del agua de refrigeración a su salida de la planta, etc. En los pliegos de condiciones deben fijarse límites para los vertidos de efluentes a fin de que los contratistas puedan especificar en sus ofertas el tipo y funcionamiento de todo el equipo que piensen instalar para reducir la contaminación tanto de la atmósfera como de las aguas receptoras.

Balance de materiales

Generalmente se pide al contratista que adjunte a su propuesta un diagrama de circulación del proceso y uno de tuberías e instrumentación. No es frecuente que en el diagrama de circulación del balance de materiales figuren las pérdidas o efluentes como parte de la propuesta, a menos que ello se solicite en el pliego de condiciones. Es muy recomendable que en el futuro se incluya tal información en la propuesta, a fin de que se puedan evaluar los probables efectos de la nueva planta sobre su entorno.

Control interno de los efluentes gaseosos y acuosos de la planta

El establecimiento de un control interno de efluentes es esencial para el correcto funcionamiento de la planta de fertilizantes. Deben tomarse con regularidad muestras de las descargas gaseosas lo mismo que se hace de manera rutinaria para controlar las corrientes del proceso de fabricación. Deben tomarse continuamente muestras de los efluentes acuosos vertidos dentro de los límites de la planta. Siempre que sea posible, deben instalarse analizadores de registro continuo. En toda planta se producen derrames y paradas por errores humanos o fallas del equipo. Muchas veces estos derrames ocasionan pérdidas considerables de producción y suponen un peligro grande para las aguas receptoras y para el hábitat circundante. Como medida de precaución para

contener los derrames peligrosos vertidos involuntariamente, pueden construirse depósitos de captación dentro del terreno cercado de la planta que brinden una oportunidad de neutralizar los derrames ácidos antes que los contaminantes sean vertidos en aguas públicas. Naturalmente, esto no es practicable en el caso de los efluentes atmosféricos. Aunque cabe esperar que la dilución de estos últimos sea mayor, particularmente en regiones ventosas, sus efectos sobre los alrededores de la planta pueden ser igualmente peligrosos. Instalando veletas con aparatos de registro acoplados se puede determinar la dirección en que se desplazarán los contaminantes una vez descargados.

Con chimeneas de ventilación de altura suficiente se contribuye a dispersar estos contaminantes. Cuando se instala una planta, todas las chimeneas de ventilación deben construirse lo suficientemente elevadas para proteger la zona inmediata a la misma. Utilizando el modelo de difusión de Bosanquet Pearsons [14, 15], se puede calcular la máxima concentración de contaminante a nivel del suelo debida a una fuente puntual. Pero cuando se carece de datos meteorológicos precisos, este método empírico sólo da resultados aproximados. Por regla general, las máximas concentraciones a nivel del suelo se encuentran a 10 alturas de chimenea, a sotavento de ésta, en el caso de descarga de SO_2 y de aerosoles más ligeros. La reunión de datos meteorológicos tales como presión barométrica y precipitaciones es útil para determinar la responsabilidad por los daños. La instalación de colectores de polvo en zonas estratégicas alrededor de la planta resulta de particular utilidad cuando se trata de fábricas de fertilizantes. Debe llevarse a cabo antes de establecer la fábrica, a fin de medir el "nivel de base" del polvo en la zona y servir como medida de los efectos de la industria una vez puesta en marcha la fábrica y durante su explotación continuada.

2. Estudios sobre el medio ambiente

Antes de empezar las obras

En los años 50, durante el período de industrialización y reconstrucción que siguió a la segunda guerra mundial, en el que muchos países desarrollados descubrieron nuevos mercados para la industria, algunas empresas esclarecidas tomaron sus precauciones, antes de empezar los trabajos, al establecer industrias en zonas predominantemente rurales. Fueron muchos los factores que influyeron en la elección del emplazamiento, pero uno de los principales, que no se pasó por alto, fue el del medio ambiente.

No se identificaron cuantitativamente controles ni limitaciones legislativos. Como norma de política se siguió la regla básica de comportarse como un buen vecino.

Las nuevas industrias se establecieron en determinadas zonas por las siguientes razones básicas:

1. Fácil comercialización de sus productos;
2. Disponibilidad de materias primas a precios óptimos;
3. Disponibilidad de suficiente mano de obra calificada;
4. Buenas comunicaciones con otros centros de actividad para su negocio;
5. Ambiente agradable para los empleados y actividades comunitarias.

La importancia atribuida a la última de estas razones (la número 5) viene aumentando desde entonces. La naturaleza proporcionaba las aguas naturales —de ríos o mares— para la mayoría de los emplazamientos "virgenes" y éstas debían ser respetadas como dominio público que se habría de compartir con comunidades que tenían, como ribereñas, los mismos derechos que la industria. Los planificadores determinaron con facilidad las necesidades de la industria partiendo de los estudios realizados sobre la zona. Tanto si se trataba de un río como del mar, se tuvieron en cuenta consideraciones ambientales, determinando qué fauna fluvial o marina existía [16]. Se contrató a especialistas como biólogos o agrónomos, para estudiar la zona. Se efectuaron recuentos de plancton aguas arriba y aguas abajo del emplazamiento propuesto, principalmente para conocer el hábitat natural y las condiciones ambientales. Con este enfoque científico se obtuvieron los datos básicos o "de fondo" y, en algunos casos, se puso de relieve el nivel de influencias contaminantes ya existentes que a la larga podían causar perturbaciones en el medio ambiente o aumentar los peligros para el mismo si se establecía una nueva industria. Los estudios fueron llevados a cabo generalmente por instituciones académicas independientes, bajo contrato. Proporcionaron importante información a la dirección de la industria al tiempo que, gracias a la publicidad local, inspiraban confianza a la población; muchos de los residentes en la localidad desconfiaban de los nuevos vecinos, a pesar de las mayores oportunidades de empleo y de los beneficios económicos que se esperaban [17].

Al año de establecer la industria

Como es bien sabido, el establecimiento de una industria nueva en zonas rurales virgenes

presenta a menudo problemas de crecimiento. Al introducir nuevas tecnologías y capacitar mano de obra inexperta ocurren muchos percances. Si se cuenta con supervisores expertos y se imparte una formación adecuada a los nuevos empleados, al cabo de un año los problemas se han ido resolviendo y se pueden normalizar las operaciones de producción de la planta industrial.

Llegado este momento, es importante que la dirección de la empresa trace un programa para determinar los efectos que sobre el medio haya tenido el funcionamiento de las instalaciones. Este estudio debe hacerse en todo caso, aunque no se esté obligado a proporcionar datos de ese tipo a ningún órgano legislativo de fiscalización.

El estudio de la fauna fluvial u oceánica y las determinaciones de la calidad del agua, incluido el plancton, el pH, la temperatura, la DBO, la DQO y el oxígeno disuelto deben hacerse aguas arriba y aguas abajo de la industria ribereña. Debe estudiarse la dispersión de los efluentes acuosos de la planta, incluidas las aguas de refrigeración. Sus efectos deben medirse cuantitativamente, no sólo dentro de los límites de la planta, sino también en la zona inmediatamente circundante. Esta autodisciplina es el núcleo básico para orientar a la industria incluso antes de que se introduzcan reglamentaciones y otras limitaciones gubernamentales con códigos penales para sancionar a quienes no las cumplan. Corresponde a la dirección de la industria (tanto en los países desarrollados como en los países en desarrollo) imponer esta disciplina desde el primer momento de las operaciones, disciplina que implica en todos los casos capacitar y motivar a los empleados para que mantengan y observen las directrices.

Este control de la contaminación debe ser responsabilidad de la dirección y no debe quedar circunscrito a los efluentes líquidos de la fábrica de fertilizantes. También hay que vigilar los efluentes gaseosos de sus instalaciones. Plantando huertos experimentales en ubicaciones estratégicas, determinadas en función de los vientos dominantes en la zona, con cultivos sensibles a los contaminantes procedentes de la fábrica se contribuye a proteger la zona agrícola o forestal que la rodea. Mediante estaciones móviles de muestreo de aire equipadas con analizadores de dióxido de azufre y óxido de nitrógeno que funcionen las 24 horas del día se pueden obtener análisis cuantitativos a estos efectos. La inversión es relativamente pequeña; los gastos anuales de explotación son casi iguales al costo del equipo. Los beneficios socioeconómicos tanto para la empresa como para la comunidad pueden justificar ampliamente el gasto a largo plazo, que puede imputarse simplemente a buenas relaciones públicas, no siendo ni siquiera preciso determinar la relación beneficio-costos [18].

G. Aspectos económicos de los costos del control de la contaminación

Siempre ha sido difícil evaluar cuantitativamente los costos del control de la contaminación en las fábricas de fertilizantes. Es cierto que, cuando se establece una nueva industria, es más económico incorporar al principio todo el equipo necesario para cumplir los requisitos y las normas locales. Todo cambio que se haya de introducir en plantas ya construidas implicará siempre costos de inversión más elevados y, en algunos casos, una pérdida de producción. Sólo cuando se puede conseguir recuperar económicamente un subproducto de una planta de fertilizantes puede llegarse a una relación beneficio-costos. Los asistentes a una reunión de expertos organizada por la ONUDI llegaron al consenso general de que las consideraciones de beneficio-costos debían evaluarse de manera diferente en los países en desarrollo y en los países desarrollados [4]. Sólo si se supone un grado mínimo de uniformidad en las especificaciones del equipo puede hacerse un cálculo razonable, aunque sea aproximado, de los gastos de capital a escala mundial para controlar la contaminación en plantas de fertilizantes durante los próximos decenios. Suponiendo una tasa de crecimiento anual de un 9% aproximadamente en la industria de los fertilizantes, los gastos mundiales totales para controlar la contaminación del aire y del agua en dicha industria pueden alcanzar los 3.000-5.000 millones de dólares hasta 1980 [4].

En los países desarrollados es perfectamente normal gastar del 15 al 18% de la inversión total en equipo de control de la contaminación. El Instituto de los Fertilizantes ha estimado que, en los Estados Unidos, los costos de funcionamiento del equipo de control de la contaminación han recargado el costo de producción de los fertilizantes en unos 3,30 dólares por tonelada métrica de N y P₂O₅ [19].

En los Estados Unidos, las normas de ámbito federal se basan en "la mejor tecnología disponible". La desventaja de este enfoque es que no permite calcular la relación beneficios-costos. Además, no tiene en cuenta los factores de localización ni la escala de las operaciones. Por ejemplo, una fábrica de ácido sulfúrico con una capacidad de producción de 20 tpd ha de cumplir las mismas normas que una fábrica que produzca 2.000 tpd. Además, la "mejor tecnología disponible" cambiará, probablemente, en cuanto se desarrolle nueva tecnología; y todo ello complica la labor de planificación. Además de las normas de ámbito federal, los diversos Estados, distritos comarcales y municipales pueden imponer otros controles.

En la mayoría de los países europeos se tiende a aplicar un enfoque más flexible, que a menudo permite considerar el caso de cada

fábrica por separado [19]. Por ejemplo, Noruega, Suecia y España no tienen límites reglamentarios de emisión, pero para cada planta se establecen, separadamente, los límites permisibles. La magni-

tud de las descargas permisibles en los ríos puede variar según las características del río de que en cada caso se trate. Algunos países tienen normas distintas para distintos tipos de fábricas.

Referencias

- Whalley, L. 1976. "The Environment Impact of Gaseous Emissions from the Manufacture of Fertilizers". *Proceedings of the Fertiliser Society*, (London), No. 156, p. 57-102.
- "UK Symposium Examines Fertilizer Industry Pollution." 1976. *European Chemical News*, 28(734):22.
- Bennett, F. W. and B. C. Spall. 1976. "A Review of Effluent Problems in Fertilizer Manufacture". *Proceedings of the Fertiliser Society* (London), No. 156, p. 5-54.
- UNIDO. 1974. "Minimizing Pollution from Fertilizer Plants". Document ID/140. Report of an Expert Group Meeting, August 26-31, Helsinki, Finland.
- Hodge, H. C. and F. A. Smith. 1970. "Air Quality Criteria for the Effects of Fluorides on Man". *Journal of Air Pollution Control Association*, 20:226.
- Stover, J. C. 1976. "Control of Ammonium Nitrate Prill Tower Emission". The Fertilizer Institute Environmental Symposium, New Orleans, Louisiana.
- Waggoner, D. R. 1975. *Granular Urea: Advantages and Processes*. IFDC Technical Bulletin T-1, International Fertilizer Development Center, Muscle Shoals, Alabama 35660.
- Lagana, M. and M. Pascarella. 1975. "How SNAM-PROGETTI Has Solved Pollution Problems from Urea Plants". Chem/Sem3/R.14, ECE Seminar on Technical Aspects of the Fertilizer Industry, August 11-15, Helsinki, Finland.
- Carter, L. 1976. "The Effects of Waste Chemicals from Manufacture of Fertilisers on the Marine Environment". *Proceedings of the Fertiliser Society* (London), No. 156, p. 103-121.
- Foerster, H. J. 1972. *Chemie-Ingenieur-Technik* (Berlin), 44(16):969-972.
- Allen, M. 1975. "Conversion of Byproduct Gypsum to Hemihydrate by ICI Process". *Phosphorus and Potassium*, 78:42-44.
- Rhône-Poulenc Process. 1975. Rhône-Poulenc S.A. Commercial Brochure, 22 Montaigne 75-Paris-8, France.
- "Kampko—Nitro Process for Manufacture of Compound Fertilizer." 1966. *Phosphorus and Potassium*, 21:22-26.
- Bosanquet, W. F. Carey, and E. M. Halton. 1950. "Dust Deposition from Chimney Stacks". *Proceedings of the Institution of Mechanical Engineers* (London), 162(335).
- Thomas, M. D., G. R. Hill and H. N. Abersoldy. 1949. "Dispersion of Gases from Tall Stacks". *Industrial Engineering Chemistry*, 41(11):2409-2417.
- Patrick, Ruth. 1950. "A Proposed Biological Measure of Stream Condition". *Sewage and Industrial Waste*, 22-926-928.
- Hedgepeth, L. L., A. J. Gabaccia, C. G. Mauriello, and H. W. Senn. 1958. "Planning a Waste Survey". *Sewage and Industrial Waste*, 30(11).
- Streight, H. R. L. 1958. "Air Pollution Control at a Nylon Intermediates Plant". *The Engineering Journal* (Canada), 69-78.
- Johnson, Karl T. 1977. "Pollution Control in Fertilizer Industry—World Experience". Paper presented at Joint FAI-IFDC Seminar, December 1-3, New Delhi, India.

XXIV. Planificación del desarrollo de la industria de los fertilizantes

A. Introducción

La necesidad de elevar fuertemente la producción y el uso de fertilizantes en los países en desarrollo se ha indicado en los capítulos II y III. Esta necesidad dimana de otra: la de incrementar la productividad agrícola a fin de hacer frente a las crecientes necesidades de alimentos y fibras y de aumentar las exportaciones de productos agrícolas para obtener divisas.

Muchos países que, relativamente hablando, tienen poca experiencia en esta materia se disponen a construir instalaciones de producción, al paso que otros, con algo más de experiencia, van a intensificar mucho la producción y el consumo. Es evidente que el éxito de estas empresas dependerá del acierto con que se planeen.

Entre los "países en desarrollo" hay grandes diferencias en cuanto a extensión, población, potencial agrícola, grado de desarrollo, dotación de materias primas y otros factores. Por lo tanto, es imposible formular ningún plan de desarrollo que resulte útil para todos los países. La finalidad del presente capítulo es sugerir algunas pautas generales e indicar algunas trampas en las que se puede caer al planificar un sistema de producción y distribución de fertilizantes. Se atenderá primordialmente a planificar el abastecimiento interno de un país o región, pero también se dedicará alguna atención a la planificación orientada hacia la exportación de materias primas, productos intermedios y productos finales de la industria de los fertilizantes.

Dos condiciones previas para la buena planificación de una industria de fertilizantes son: *a)* una evaluación precisa de las necesidades presentes y futuras del país, y *b)* un conocimiento detallado de sus recursos, en particular de los de materias primas aprovechables para la producción de fertilizantes y la infraestructura necesaria para el desarrollo de esta industria. Por desgracia, definir con alguna certidumbre estas dos condiciones previas resulta, frecuentemente, sumamente difícil.

B. Estimaciones de la demanda y de los requisitos

Cabe suponer que el gobierno de un país se ha propuesto algunos objetivos para la agricul-

tura, como el de que ésta proporcione, en cantidad suficiente, productos apropiados para la nutrición de la población futura estimada; que atienda la necesidad de productos no alimenticios (caucho, algodón, lana, cáñamo, etc.); y que produzca cultivos comercializables a fin de que el país exporte los productos para los que cuente con ventajas naturales. Por lo general, resulta posible —si se dispone de suficiente información agronómica— prever con cierta aproximación la cantidad y la clase de los fertilizantes necesarios para alcanzar esos objetivos. Los fertilizantes son sólo uno de los factores coadyuvantes al logro de los objetivos de producción agrícola (véase el capítulo III); así pues, la fiabilidad de la estimación dependerá del grado de precisión con que se estimen otras exigencias y del acierto con que se ejecute el plan general.

Las estimaciones gubernamentales de los medios requeridos o de los objetivos suelen pecar de optimistas, pues reflejan lo que el gobierno espera lograr, y no lo que cabe aguardar con criterio realista. Así pues, al planificar la producción de fertilizantes, quizá sea mejor confiar en las estimaciones de la demanda efectiva, salvo que se tengan motivos fundados para suponer que cualquier exceso de producción será absorbido por las exportaciones.

Un problema arduo, cuya importancia se menosprecia a veces, es el de la determinación de la clase de fertilizante que va a necesitarse en lo futuro. Por lo general, se cuenta con datos sobre la respuesta de los principales cultivos a cada uno de los nutrientes primarios y, a veces, de los secundarios. Ahora bien; el uso continuado de fertilizantes con uno o dos nutrientes determinados puede hacer que los demás nutrientes escaseen cada vez más. Por ejemplo, es frecuente que los países en desarrollo, cuando empiezan a usar fertilizantes, usen los que tienen nitrógeno sin mezcla, puesto que este elemento es el que proporciona la mayor respuesta, económicamente hablando. Tras varios años de abonar con nitrógeno alguno de los otros nutrientes del suelo (el fósforo, por ejemplo) se agota hasta el punto de que la respuesta al nitrógeno se extingue. Cuando se usan nitrógeno y fósforo durante varios años, otros elementos (tales como K, S, Zn o Mg)

pueden ser los factores limitativos. Estas necesidades pueden y deben preverse en lo posible basándose en análisis edafológicos y en las exigencias de los diversos cultivos, o bien en datos dimanados de ensayos prolongados, si los hay.

La elección de la clase de fertilizante debe hacerse teniendo debidamente en cuenta los costos previsible. Por ejemplo, si la fosforita molida tiene un 80-90% de la eficacia del superfosfato triple pero sólo cuesta la mitad, la fosforita puede ser la elección que se impone. Si lo más probable es que se necesite azufre, puede ser económicamente preferible aportarlo como superfosfato simple o reforzado, como sulfato o sulfonitrato amónico, como fosfosulfato amónico o en fertilizantes compuestos cuyo contenido en azufre pueda modificarse para adaptarlo a las necesidades agronómicas. Con frecuencia, pueden influir en la elección las disponibilidades de materias primas y de otros recursos. Así pues, si se dispone de fosforita y de una fuente de magnesio junto con energía hidroeléctrica de bajo costo o combustible barato, el fosfato cálcico-magnésico fundido puede ser una buena elección, especialmente si su contenido en magnesio y su valor como agente de encalación son agronómicamente útiles. Las ventajas de los fosfatos amónicos ya se han señalado en el capítulo XVII. En resumen, la elección del tipo de fertilizante debe ser el resultado de una colaboración entre agrónomos, ingenieros y especialistas de comercialización con vistas a determinar el medio más económico de aportar *todos* los nutrientes necesarios a nivel de explotación agrícola a la vez que se hace el mejor uso posible de los recursos del país. La decisión resultante puede entrañar cierta transacción entre la eficacia agronómica y el costo, o entre los costos de producción y los de distribución.

C. Comercialización

La comercialización —que incluye la distribución, el almacenamiento regional y local y las ventas al por menor de los fertilizantes— es una parte importantísima de la planificación que, muchas veces, no se atiende debidamente. Con excesiva frecuencia, se supone simplemente que, si se produce una cantidad adecuada de fertilizante, ésta llegará de alguna manera a las explotaciones agrícolas. La discusión detallada de la comercialización rebasaría el ámbito del presente manual y muy bien podría ser objeto de otro.

Muchos países en desarrollo tienen sistemas de transporte deficientes, ya sobrecargados. En algunos países sin litoral o en las regiones más apartadas de los países de gran extensión, cuesta mucho más transportar el fertilizante que producirlo. En esos casos, puede que lo más racional sea recurrir a fábricas pequeñas locales que

utilicen recursos locales. Por ejemplo, en la China abundan las fábricas pequeñas de nitrógeno y de fosfatos que contribuyen a atender las necesidades de muchas comarcas y alivian así la presión sobre los medios de transporte. En una comunicación reciente se ha sugerido que la disposición de pequeñas fábricas locales de nitrógeno pudiera ser más económica que la de fábricas grandes en algunos casos, cuando se tienen en cuenta todos los costos [1]. En todo caso, debe ser evidente que a lo que hay que atender es a minimizar el costo del producto *servido* y no el costo en fábrica.

Para comercializar la producción de una fábrica grande, es de importancia vital desarrollar un sistema logístico que asegure que los agricultores dispongan de fertilizante de la clase debida en el momento oportuno y en la cantidad necesaria. Para planear un sistema semejante, hay que empezar por estimar las necesidades de cada región y comarca con detalle, incluyendo los tipos de fertilizantes necesarios, la cantidad de cada uno de ellos, y el momento en que cada uno de ellos se necesita. Cuando se dispone de esta información, se puede establecer un sistema de centros de distribución regionales y comarcales con instalaciones de almacenamiento adecuadas en cada centro, y se pueden identificar o establecer lugares de venta al por menor. Hay que planear y programar el transporte de fertilizantes a los centros de distribución de forma tal que se aprovechen con eficacia máxima los medios existentes, y aprontar nuevos medios e instalaciones cuando sea necesario.

D. Recursos naturales

La confección de un inventario detallado de los recursos naturales de un país resulta valiosa como medio auxiliar para la planificación de una industria de fertilizantes. Por desgracia, la mayoría de los países en desarrollo, y muchos países desarrollados, no tienen información completa sobre sus recursos minerales. Como la prospección concienzuda de los recursos minerales es costosísima, no es sorprendente que se sepa muy poco sobre el contenido en minerales de gran parte de la corteza terrestre. Naturalmente, gran parte de la labor de exploración efectuada se ha orientado hacia la búsqueda de los materiales más valiosos. Muchas de las materias primas de los fertilizantes tienen un valor relativamente bajo en el mercado mundial, pero pudieran ser valiosísimas para un país que piensa establecer una industria de fertilizantes. La fosforita, por ejemplo, no se reconoce con facilidad en las prospecciones ordinarias, y hasta hace poco no era lo bastante valiosa para estimular una exploración intensiva. Las pirritas y la hulla se reconocen con más facilidad, pero tampoco son lo bastante valiosas

para justificar trabajos importantes de exploración salvo que estén muy bien situadas y sean de buena calidad. Ni siquiera el gas natural se ha buscado con empeño, salvo en las zonas consumidoras; la mayor parte del gas natural se ha encontrado cuando se buscaba petróleo.

Si bien los planes a plazo corto han de basarse en los recursos ya conocidos, cada país debe formular planes a largo plazo para obtener la máxima información posible sobre sus recursos minerales. Entre los recursos naturales distintos de los minerales que pueden ser útiles figuran el potencial hidroeléctrico, las disponibilidades de agua, y la existencia de vías acuáticas o de zonas portuarias que puedan utilizarse con ventaja para el transporte de las materias primas y de los productos.

E. Tipos de instalaciones de producción de fertilizantes

La primera decisión al planear una industria de fertilizantes es si se debe o no construir una nueva fábrica y, en caso afirmativo, de qué tipo. Como base para esta decisión se debe contar con estimaciones realistas de la demanda o de las necesidades presentes y futuras del mercado. Si se tiene la intención de exportar parte de la producción, se requiere un análisis de la oferta y la demanda mundiales o regionales para determinar a qué países se puede vender el producto competitivamente y qué posibilidades pudiera ofrecer el mercado en esos países. Si se piensa exportar, conviene probablemente hacer algunas consultas, quizá a nivel de gobierno, para determinar los planes y políticas de los presuntos países importadores. Esos datos se necesitan para determinar que la importación va a ser aceptable para el país importador. Pudiera ser mutuamente ventajoso llegar a cierta clase de acuerdo comercial al respecto.

Si los planes consisten en producir fertilizantes para el uso nacional sólo, el tipo de medios y servicios a establecer puede depender del mercado estimado. Se dan a continuación algunas pautas generales, respecto de las cuales quizá hayan de hacerse múltiples excepciones. Si el mercado no llega a las 5.000 tpa de fertilizante, no es fácil que se justifique ningún tipo de instalaciones que excedan de las necesarias para recibir y distribuir fertilizantes ensacados. Para volúmenes de mercado de entre 5.000 y 25.000 tpa, se puede pensar en establecer instalaciones para la recepción de fertilizantes a granel para su ensacado. También en este campo de volúmenes, cabe pensar en el establecimiento de una pequeña planta de mezcla a granel si se necesitan formulaciones especiales que no se puedan importar si no es a un precio muy superior al de los materiales que constituyen la mezcla.

Si la demanda queda entre las 25.000 y las 100.000 tpa, se puede pensar en la mezcla a granel o en la granulación. En el caso de una planta de granulación, se pueden utilizar productos intermedios importados tales como ácido fosfórico, fosfato monoamónico en polvo, soluciones amoniacales o de amonificación, sales de potasa, y urea; y se puede pensar en la producción local de superfosfato si se dispone bien sea de ácido sulfúrico o de fosforita o de ambos productos.

En el campo de las 100.000 a las 300.000 tpa, se puede considerar la fabricación básica de algunos tipos de fertilizantes si la situación es favorable en lo que respecta a las materias primas. Si la demanda total excede de las 300.000 tpa, se puede considerar la producción básica de amoníaco, urea y ácido fosfórico, pero el simple hecho de que la demanda presunta sea suficiente para utilizar la producción de una fábrica grande no es ninguna garantía de que el proyecto esté económicamente justificado. Por ejemplo, si un país no tiene ni fosforita ni ácido sulfúrico, puede ser que no resulte económico fabricar ácido fosfórico salvo que encuentre una fuente de suministro de esos materiales a precios económicos. En este mismo orden de ideas, cuando un país no cuenta con un suministro autóctono económico de materia prima amoniacal, la producción básica de fertilizantes de amoníaco y nitrógeno puede ser antieconómica por comparación con la importación. Por otra parte, en los países sin litoral en que la importación resulte muy costosa y se disponga de materias primas puede estar justificada económicamente la creación de fábricas relativamente pequeñas. Por todas estas razones, cada situación debe considerarse por separado; es posible que haya muchas excepciones a las pautas generales dadas más arriba.

Cuando la producción se planea principalmente para el mercado nacional, la planificación debe integrarse estrechamente a los planes y objetivos de los sectores agrario e industrial. Cobra entonces suma importancia el hecho de contar con estimaciones fiables y realistas de las necesidades futuras. Si esta demanda se sobrestima, la fábrica será demasiado grande y los costos de producción serán altos debido a la subutilización de la capacidad. Si la demanda estimada es tal que apoyaría una escala de producción económica en un futuro más remoto (10, 20 años), quizá sea más conveniente incluir la construcción de la fábrica en la planificación a largo plazo y no en la de plazo corto.

La elección del producto o del conjunto de productos a fabricar es una decisión importante. En capítulos anteriores se han discutido algunos factores que deben tenerse en cuenta al seleccionar un fertilizante nitrogenado o fosfórico. La elección correcta no es cosa sencilla, pues hay que tener en

cuenta no sólo los posibles costos de producción sino también los costos de distribución y la eficacia agronómica de los productos para los fines a que se destinan. Aunque los métodos de los agricultores se pueden hacer variar educando a éstos, no hay que suponer que van a utilizar cada producto de la forma más eficaz a no ser que se trace algún programa efectivo encaminado a conseguir este resultado.

En la mayoría de los casos, probablemente resultará aconsejable producir diversas calidades de fertilizantes compuestos para utilizar en los diversos cultivos y suelos como aplicación de base, además de fertilizantes nitrogenados sin mezcla para aplicación suplementaria durante la época de crecimiento. La solución alternativa de comercializar fertilizantes sin mezcla para su aplicación separada por los agricultores puede ser aceptable algunas veces, pero es probable que en ese caso los problemas de educación del agricultor y de distribución oportuna sean mayores.

En muchas situaciones, resultará ventajoso producir y/o comercializar diferentes tipos de fertilizantes para atender las necesidades correspondientes a diferentes cultivos o regiones o para aprovechar situaciones locales. Por ejemplo, la urea puede ser preferible para el arroz; el sulfato amónico para el té; y el nitrato amónico para el trigo, según las características del suelo, las prácticas de labranza, etc. El amoníaco anhidro o el agua amoniacal pueden ser adecuados para su uso en explotaciones agrícolas de gran tamaño o plantaciones, pero resultar poco prácticos para las fincas pequeñas. La fosforita molida puede ser el medio más económico para algunos suelos ácidos, mientras que los fosfatos solubles son preferibles para los suelos neutros o calcáreos. El cloruro potásico suele ser la elección más oportuna en la mayoría de las situaciones, pero las fuentes de potasa sin cloruros pueden ser mejores en el caso de algunos cultivos (tabaco, patatas, uva) o para su uso en las zonas en que es probable que resulte dañina la acumulación de cloruros. Hay que contraponer el gasto suplementario (si lo hay) que supone el aportar productos diferentes para necesidades distintas, contra las ventajas que se espera obtener de esa diversidad.

Ocurre a veces que parte de las necesidades de un país se pueden atender abasteciéndose en las regiones locales con productos de escasa concentración que en esa región sean menos costosos, como la fosforita molida de yacimientos locales, el cloruro amónico o el sulfato amónico obtenidos como subproductos de una industria local, o sales potásicas de escasa concentración procedentes de menas o de salmueras locales. Esta idea de aprovechar al máximo los recursos locales se ha llevado adelante en China y resulta útil para minimizar los problemas de transporte, sobre todo en lo que respecta a las zonas más alejadas.

Desarrollo del sistema de comercialización y distribución

El sistema de comercialización y distribución es tan importante como el de producción y debe recibir la misma atención que éste. Se debe integrar rigurosamente la planificación de los dos sistemas. A veces, la mejor manera de lograr esta coordinación estrecha es confiar a una sola organización la responsabilidad de ambos. En otros casos, el sistema de comercialización puede estar más eficazmente integrado con las organizaciones de producción agrícola, que también planean la comercialización y distribución, o exportación, de los productos de las explotaciones agrícolas, inclusive los de las plantaciones. Independientemente del tipo de sistema de comercialización que se elija, debe quedar estrechamente integrado con los planes para el abastecimiento de fertilizantes (mediante fabricación o mediante importaciones).

Normalmente, el sistema de comercialización incluirá elementos materiales para el almacenamiento de fertilizantes en almacenes regionales, comarcales y locales. Allí donde el transporte existente sea insuficiente, puede ocurrir que el sistema de comercialización haya de incluir medios de transporte tales como camiones, barcazas, o vagones de ferrocarril. Estos medios pueden utilizarse también para transportar al mercado cereales u otros productos agrícolas. Uno de los problemas más acuciantes de muchos países en desarrollo es el perfeccionamiento de la infraestructura, sobre todo la de transporte: ferrocarriles, carreteras, vías acuáticas, puertos, etc. Estos medios son de importancia vital para la comercialización de fertilizantes, así como para la de la producción agrícola adicional obtenida, y para el desarrollo del país en general. Sería pueril construir grandes fábricas de fertilizantes con una infraestructura insuficiente para distribuir su producción. Ahora bien: el desarrollo de la infraestructura puede resultar una tarea de tanta magnitud que, en algunos casos, la construcción de numerosas fábricas pequeñas aportará una posibilidad más económica y práctica.

F. Política gubernamental

En la mayoría de los países en desarrollo, el establecimiento de un sistema de producción y comercialización de fertilizantes eficaz no tendrá probabilidades de éxito si el gobierno no le asigna alta prioridad y adopta políticas encaminadas a acelerar su desarrollo. Esto debe hacerse en los países con buen potencial agrícola, sobre todo si el abastecimiento de alimentos constituye un problema. El CIDE ha examinado la función de la política gubernamental en lo tocante a la

promoción de una industria de fertilizantes eficaz en un informe reciente [2] que se resume brevemente en el capítulo II.

G. Leyes y reglamentos oficiales

La mayoría de los gobiernos de los países desarrollados y de algunos países en desarrollo han promulgado leyes y dictado reglamentos para especificar y hacer cumplir normas de calidad satisfactoria, y de que los agricultores sepan qué están comprando y que obtienen verdaderamente lo que pagan. En una de sus publicaciones ("Fertilizer Legislation"), la FAO discute esta cuestión y da algunos ejemplos [3]. La mayor parte de los reglamentos se refieren a aspectos tales como el cumplimiento de las normas de composición dentro de ciertos campos de tolerancia, las garantías del peso, la identificación de las fuentes de los productos, la especificación de las calidades que pueden venderse, qué nutrientes se pueden reclamar, y la especificación de métodos de obtención de muestras y de análisis. La mayor parte de las leyes especifican también las correspondientes sanciones, tales como multas o revocación de licencias por incumplimiento de las normas especificadas. En la mayor parte de los países desarrollados no se pretende especificar las propiedades físicas de los fertilizantes, ya que los agricultores pueden juzgar por sí mismos si la calidad física es adecuada para sus propósitos, y, si están descontentos, pueden comprar de otra fuente. En algunos países en desarrollo, los agricultores suelen verse privados de elección, y los gobiernos pueden tener que optar por especificar ciertas normas mínimas de estado físico del fertilizante para cuidar de que el producto sea utilizable.

En todo caso, es importante que los poderes públicos dicten, y obliguen a aplicar, reglamentos para proteger a los agricultores y a los comerciantes honrados contra las prácticas fraudulentas y los productos inferiores, y para proporcionar información adecuada sobre la cantidad y calidad de los fertilizantes y su contenido en nutrientes. Los reglamentos no deben ser tan restrictivos que impidan la venta de productos de bajo costo, tales como la escoria básica o la fosforita molida; ahora bien: se debe exigir que se proporcione plena información en cuanto al valor de tales productos.

H. Ubicación de la fábrica

La elección del lugar en que deben emplazarse las instalaciones de producción es una cuestión importante que, a veces, no recibe la atención necesaria. Por lo general, se procura

seleccionar una ubicación que permita minimizar el costo medio de los productos, servidos a los puntos de venta al por menor. Pueden perseguirse también otros objetivos sociales o políticos, como el de generar empleo para aliviar la depresión económica de una región determinada. Además, consideradas las cosas con criterio nacional, el emplazamiento de una fábrica dentro de un país puede decidirse en función de razones de seguridad nacional, ahorro de divisas o aumento del empleo. Todos estos objetivos son atendibles, pero hay que procurar no atribuirles excesiva importancia, no vaya a ser que el producto alcance un costo tan elevado que los agricultores no puedan adquirirlo.

En general, los productos de gran concentración es mejor producirlos cerca de las fuentes de la materia prima; en cambio, los productos de baja concentración se producen en las zonas consumidoras. Un ejemplo clásico es el de los fosfatos de alta concentración (FST, DAP, etc.), que suelen producirse en fábricas grandes cercanas a alguna fuente de una o de las dos materias primas (fosforita y azufre), mientras que los productos de poca concentración (superfosfatos simples) es más probable que se fabriquen en instalaciones pequeñas radicadas en zonas consumidoras. Desde luego, lo que se pretende es minimizar los costos totales de transporte. Del mismo modo, es probable que las plantas de amoniaco basadas en el gas natural estén situadas razonablemente cerca de la fuente del gas, aunque el transporte de éste por tubería es lo bastante económico para permitir cierta latitud al elegir el emplazamiento de la fábrica. La alternativa de transportar el amoniaco por tubería es atractiva, salvo en el caso de que el producto final deseado sea la urea. Las fábricas de amoniaco basadas en la hulla suelen estar razonablemente cerca de la mina de carbón, pero las basadas en la nafta o el fuel oil suelen estar cerca de una refinería de petróleo. Las fábricas de fertilizantes compuestos basadas principalmente en materiales importados se encuentran a menudo situadas junto a un puerto. Cuando se basan en intermedios de producción nacional, suelen estar ubicadas cerca de la fuente de los intermedios, aunque en muchos casos ha convenido emplazarlas en las zonas de mercado.

En los países en que los medios de transporte sean deficientes o insuficientes, se debe considerar la alternativa de disponer fábricas pequeñas en zonas consumidoras, en vez de una gran fábrica. Es evidente que la fábrica grande, si funciona a plena capacidad o poco menos, tendrá un costo de producción más bajo, y que los consumidores situados cerca de la fábrica se beneficiarán de ello. Sin embargo, no es fácil calcular cuál de estas posibilidades dará un costo medio más bajo para el producto servido, en particular si el sistema

de distribución requiere amplias mejoras en la infraestructura a un costo enorme. Ese mejoramiento de la infraestructura puede rebasar con mucho la capacidad económica de muchos países en desarrollo en un futuro previsible, y es difícil decidir qué parte del costo debe asignarse a la distribución de fertilizantes.

Parece razonable afirmar que no se ha tenido en cuenta suficientemente la posibilidad de establecer fábricas pequeñas de amoníaco-urea o de amoníaco con otros productos finales, en particular por lo que respecta a las regiones remotas o a los países de gran extensión con graves problemas de transporte. Con excesiva frecuencia, los planificadores aceptan sin más el concepto de que hay una escala mínima económica, como la de 1.000 tpd para un complejo de amoníaco-urea, y de que hay que descartar la idea de construir fábricas más pequeñas. El concepto de la fábrica local pequeña podría cobrar mayor atractivo si se desarrollara para ellas un diseño uniforme y se facilitara la distribución de los repuestos necesarios.

Además de los factores de transporte de materias primas y de productos, hay muchos otros que considerar al elegir el emplazamiento de una fábrica. Casi todas las fábricas requieren gran cantidad de agua con un grado de pureza razonable, y contar con un suministro asegurado es importantísimo. La prevención de la contaminación (véase el capítulo XXIII) ha de tenerse en cuenta también; este problema puede minimizarse eligiendo un emplazamiento en el que resulte menos costosa la eliminación de efluentes y de desechos sólidos. Es posible que se requiera disponer de espacio destinado a estanques en que tratar los efluentes líquidos. Algunos desechos se pueden eliminar económicamente con seguridad en el mar o en ríos caudalosos (adoptando las precauciones adecuadas para impedir acumulaciones locales).

Los gastos de urbanización de los terrenos pueden minimizarse seleccionando una ubicación relativamente plana, con suelo y subsuelo firmes, pero a veces otros factores contrarrestan esta ventaja y se hace necesario efectuar una amplia labor de preparación de los terrenos. La disponibilidad de mano de obra local que posea las aptitudes profesionales o pueda capacitarse con

facilidad es un factor importante. A este respecto, la selección de un emplazamiento en una zona en la que los empleados puedan llevar una vida grata es importante. Si hay que construir una fábrica en una zona apartada o en un entorno hostil —como un desierto, una selva o una región muy fría— ello requerirá un gasto adicional considerable para crear condiciones de vida cómodas y, por lo general, pagar sueldos y salarios mucho más elevados para atraer y retener a una fuerza de trabajo competente.

La índole de la infraestructura se ha mencionado en relación con el transporte: carreteras, vías férreas, vías acuáticas, puertos, aeropuertos, etc. La existencia o la carencia de estos servicios influirá muchísimo en los costos de construcción. También importa contar con servicios locales fiables, en cuanto a la electricidad, por ejemplo.

La planificación regional puede reducir considerablemente los costos de construcción, producción y distribución. Las fronteras de los países rara vez coinciden con las de las regiones económicas lógicas, y pocos países tienen instalaciones que sean plenamente autónomas.

En muchos casos, puede influir en el emplazamiento de la fábrica el de otras industrias. Abundan los casos en que otras industrias pueden proporcionar materiales para la producción de fertilizantes, y viceversa. Por ejemplo, las fundiciones pueden proporcionar ácido sulfúrico para la producción de fertilizantes fosfatados o la de sulfato amónico; las refineries de petróleo pueden suministrar materias primas para la obtención de amoníaco; se puede obtener sulfato amónico subproducto de muchas otras industrias; y se puede producir fertilizante de cloruro amónico ventajosamente como coproducto con la ceniza de sosa. Asimismo, el amoníaco o la urea son útiles para la producción de plásticos y de fibras sintéticas; la producción de metanol puede integrarse con la de amoníaco; y el yeso subproducto resultante de la fabricación de ácido fosfórico puede utilizarse como aditivo del cemento para regular el tiempo de fraguado. Independientemente del intercambio de materiales, la agrupación de industrias en un complejo industrial trae consigo otras ventajas, ya que se pueden compartir numerosos elementos de infraestructura y de equipo pesado.

Referencias

1. Cima, F., P. Casarin and A. Vighetto. 1977. "Small-Scale Urea Plants at Farmer's Site with Snamprogetti Integrated Process". *Chemical Age of India*, 28(11):953-965.
2. *Suggested Fertilizer-Related Policies*. 1977. IFDC Technical Bulletin T-10, International Fertilizer Development Center, Muscle Shoals, Alabama.
3. Mylonas, Denis M. 1973. *Fertilizer Legislation*. FAO Soils Bulletin 20, Food and Agriculture Organization of the United Nations, Rome, Italy.

XXV. Economía de la fabricación de fertilizantes

En los capítulos precedentes se ha examinado el aspecto económico de la producción de los fertilizantes de mayor importancia y se han facilitado estimaciones de las necesidades de inversión de capital, costos de producción y precios de venta en fábrica. La finalidad del presente capítulo es reunir esa información en un solo capítulo para mayor comodidad y para combinar parte de la información en grupos de procesos (o "complejos") en los que el producto de un proceso pasa a ser la materia prima del siguiente. Cabe citar como ejemplos los complejos de amoníaco-urea o los de ácido sulfúrico-ácido fosfórico-fosfato diamónico.

A. Supuestos utilizados en la estimación de costos

Como se ha explicado en el capítulo VI, las estimaciones del costo de la fábrica son normalmente de alguno de estos tres tipos: costo de la instalación de producción directa, costo de fábricas listas para entrega llave en mano; y costo del proyecto. Por lo general, el costo de la instalación de producción directa puede determinarse con bastante precisión una vez identificado el proceso y seleccionado el emplazamiento. En el presente capítulo, se tomará como base para estimar los costos de fábrica el costo de la instalación de producción directa en una ubicación industrial de un país desarrollado. En muchos casos, los datos de costos corresponden a la zona estadounidense del Golfo de México, en la que hay una gran concentración de plantas de fosfato y de nitrógeno. Con todo, algunos de los datos proceden de fuentes europeas. En esos casos, las fluctuaciones del valor del dólar contra las monedas europeas introduce un factor adicional de incertidumbre. La mayoría de los datos de costo corresponden a 1977 o 1978, aunque hay algunos de 1976. Algunos de los datos correspondientes a 1976 y años anteriores se han convertido a los niveles de 1978 utilizando el índice de costos de fábricas que se publica en cada número de la revista *Chemical Engineering*.

Para llegar al costo total de la planta, se ha multiplicado el costo de la instalación de producción directa por un factor de 1.5, salvo que se indique otra cosa. Este sería el costo de una fábrica llave en mano para un país desarrollado.

Este valor se utiliza en las estimaciones de costos de producción que se efectúan para calcular los costos de producción relacionados con el capital. Normalmente incluye todas las instalaciones de apoyo y auxiliares necesarias para el funcionamiento de la planta en un país desarrollado. También incluye instalaciones de almacenamiento para un abastecimiento normal de materias primas y productos intermedios, pero no para el producto terminado. Por ejemplo, se supone que el ácido fosfórico, el ácido sulfúrico, el ácido nítrico y el amoníaco son productos intermedios que se utilizarán para continuar su elaboración. Sin embargo, el costo de las instalaciones de los terminales de almacenamiento en que se reciben el amoníaco y el ácido fosfórico destinados a embarque se discuten por separado en los capítulos VII y XIII, respectivamente. El costo de una planta llave en mano no incluye almacenamiento suficiente para materias primas que hayan de importarse en grandes buques ni tampoco instalaciones portuarias.

No se pretende, en el presente capítulo, estimar el costo total de un proyecto o el costo en un país en desarrollo. Sin embargo, se estima el efecto del aumento de los costos de capital en el costo de producción. Entre los conceptos no incluidos en las estimaciones figuran los siguientes:

1. Aumento de los costos después de 1978;
2. Intereses sobre el capital durante la etapa de construcción;
3. Estudios de viabilidad;
4. Programas de capacitación y otros gastos de puesta en marcha;
5. Imprevistos;
6. Generación de energía eléctrica, salvo en el caso de las fábricas de amoníaco alimentadas con hulla o con aceite pesado;
7. Generadores de emergencia de energía eléctrica para reforzar el abastecimiento normal de energía;
8. Impuestos a la importación o derechos aduaneros;
9. Cualquier gasto extraordinario destinado a asegurarse el suministro de agua, tal como embalses, tuberías de gran longitud o instalaciones de agua marítima;

10. Infraestructura, tal como vivienda, carreteras, o vías férreas fuera de la fábrica; mejora de puertos, malecones, instalaciones de aeropuertos, etc.;
11. Gastos extraordinarios de urbanización; y
12. Capital de explotación.

Para los productos terminados, tales como la urea, el NA, el DAP y el SFT, el costo del almacenamiento se calcula como concepto separado basándose en la capacidad suficiente para la producción de 45 días en el caso del almacenamiento a granel y de 10 días para la del producto en sacos. Se ha supuesto un costo, para las instalaciones de almacenamiento a granel, de 40 dólares por tonelada, sin control de humedad, y de 50 dólares por tonelada con control de humedad. Se ha supuesto que la urea, el nitrato amónico y cualquier fertilizante que contenga estos materiales en proporción elevada requieren almacenamiento deshumedecido, aunque en algunos climas pudiera no ser necesario. El costo del almacenamiento para los productos en sacos se calcula sobre la base de 75 dólares por tonelada de capacidad, incluidas las instalaciones de ensacado. Tanto los costos de almacenamiento a granel como los de almacenamiento en sacos incluyen los costos del equipo de transporte y de manutención para meter el producto en las fábricas y sacarlo. Cualquier exigencia de almacenamiento que pase de lo que llevamos dicho se supone que forma parte del sistema de comercialización y distribución, y por lo general se ubicará en los centros de distribución regionales o comarcales.

Quizá sea útil dar un ejemplo de algunos de los gastos extraordinarios de inversión que pueden incluirse en el costo total de un proyecto para un país en desarrollo. El proyecto utilizado para el ejemplo consiste en una planta de amoniaco alimentada con gas natural, con una capacidad de producción de 1.000 tpd, y una planta de urea, con una capacidad de 1.725 tpd, situadas en una ubicación no industrial. Si hubiere de construirse una instalación de este tipo en una ubicación industrial de un país desarrollado, el costo estimado de la fábrica llave en mano, basándose en los datos de los capítulos VI y XI, sería el siguiente:

	<i>Millones de dólares</i>
Planta de amoniaco	75.0
Planta de urea	40.2
Instalaciones de almacenamiento	5.1
Total	120.3

El costo estimado del proyecto de esta instalación en una ubicación remota en un país en desarrollo sería de 313 millones de dólares. De este total, unos 145 millones de dólares parecen

estar directamente relacionados con la construcción de la planta y de las instalaciones auxiliares y de apoyo correspondientes. A continuación se reseñan algunas de las partidas de gastos de esta propuesta que no figurarían en un proyecto típico en un país desarrollado o que, de figurar, serían de una magnitud mucho menor:

	<i>Millones de dólares</i>
Puerto, rompeolas y muelle	31
Línea de suministro de agua (25 km)	6
Poblarlo	14
Fletes marítimos y manutención local	12
Imprevistos materiales	18
Reserva para aumento de precios durante la construcción (42 meses)	53
Intereses durante la construcción	13
Gastos preoperacionales	7
Capital de explotación inicial	8
Total	162

Es evidente que, por diversas razones que se discutirán en el capítulo XXVI, una planta ubicada en un país en desarrollo puede costar dos o tres veces más que una planta similar en un país desarrollado. Sheldrick, en un trabajo preparado por la Comisión de Fertilizantes de la FAO, ha estimado que el costo total de la planta en un complejo de amoniaco-urea de 1.650 tpd de capacidad sería de 150 millones de dólares en un país desarrollado; de 230 millones de dólares en un país en desarrollo, con una infraestructura bastante buena; y de 320 millones de dólares en un emplazamiento alejado¹. Las razones más importantes de la diferencia parecen ser las mayores necesidades de infraestructura y de instalaciones exteriores a la fábrica y la mayor duración del período de construcción, a lo que acompañan aumentos de precios y mayores costos por concepto de intereses. Lo dilatado del período de construcción en un país en desarrollo hace que el proyecto resulte muy costoso, sobre todo si la tasa de inflación es elevada. En un país desarrollado, una fábrica importante puede terminarse en 18 meses; mientras que en un país en desarrollo se pueden necesitar hasta cuatro años. En el ejemplo dado más arriba, la reserva para aumentos de precios durante la construcción es de 53 millones de dólares, y los intereses durante la construcción, incluso calculándose al tipo —muy bajo— del 4% anual, ascienden a 13 millones de dólares. En el capítulo XXVI se discutirán algunas maneras posibles de reducir estos costos.

Además del costo que entrañan los períodos de construcción largos, existe la posibilidad de que el proceso y el equipo queden obsoletos, al menos parcialmente, antes de la terminación. Un proyecto de construcción de instalaciones de

¹W. F. Sheldrick, "Investment and Production Costs for Fertilizers," Paper No. FERT 79/4, presentado en el quinto período de sesiones de la Comisión de Fertilizantes de la FAO, Roma, 22-25 enero 1979.

fabricación de amoníaco a partir de hulla puede llevar siete años desde la selección del proceso hasta alcanzar la etapa de funcionamiento. Durante este tiempo, las mejoras de los procesos (o el descubrimiento del gas natural) pueden hacer que la fábrica no sea competitiva.

Debe advertirse que ninguno de los costos de capital y de explotación que se dan en este manual incluyen los costos de un sistema de comercialización y distribución. Estos últimos es probable que varíen ampliamente según los países y, en algunos casos, pueden ser casi iguales a los de las instalaciones de producción. La cuestión de los costos de distribución queda fuera del ámbito del presente manual; una publicación reciente de utilidad a este respecto es la obra de K. Wierer y J. C. Abbott "Mercadeo de los fertilizantes" (Guías de Mercadeo, No. 7, 1978), que ha publicado la Organización de las Naciones Unidas para la Agricultura y la Alimentación (FAO).

B. Supuestos para la estimación de costos de producción

A fin de poder llegar a establecer estimaciones de costos de producción comparables, se han adoptado una serie de supuestos que simplifican los cálculos, a saber:

1. Costos relacionados con el capital

Los costos relacionados con el capital se calculan sobre una base anual y como porcentaje del costo total de la planta en la forma siguiente:

Amortización (15 años)	6.6%
Intereses	4.0%
Impuestos y seguros	2.0%
Mantenimiento (materiales y mano de obra)	5.0%
Total	17.6%

Como tipo de interés se supone el del 8% aplicado a la mitad del capital durante un período de 15 años, ya que, con la amortización, la inversión de capital se reduce a cero en 15 años.

Para obtener el precio de venta en fábrica, se añade un 10% de utilidades sobre el costo total de la planta, partida que incluye los impuestos sobre los ingresos. Cabe considerar que esto equivale a un rendimiento del 20%, antes de pagar impuestos, sobre la inversión media a lo largo de un período de 15 años.

No se da ninguna estimación del capital de explotación y, por tanto, no se incluye interés sobre el capital de explotación. Sin embargo, se añade un 5% del costo de producción de todos los productos finales y de algunos productos que pueden utilizarse como intermedios para "gastos

administrativos y diversos", cantidad que sin duda es suficiente para incluir los intereses correspondientes al capital de explotación. En las estimaciones de costos de producción referentes a complejos de varias plantas, este 5% se añade sólo al producto final.

Se suponen que todos los cargos relacionados con el capital son constantes sobre una base anual y que, por consiguiente, su costo por tonelada de producto variará según la producción anual (coeficiente de utilización de la capacidad).

Se admite que, para calcular los cargos aplicables al capital o para calcular la rentabilidad, sería preferible adoptar métodos más refinados en el caso de algún proyecto concreto, pero para establecer comparaciones de tipo general no se justifican esos refinamientos.

2. Utilización de la capacidad

Se supone que se alcanza la plena utilización de la capacidad cuando la producción anual de una planta es igual a 330 veces su capacidad diaria nominal. Se considera normal dejar un margen de 35 días para retrasos por operaciones de mantenimiento previstas o debidas a otras causas. Aunque algunas plantas logran el 100% de la utilización de capacidad conforme a esta definición, y hay plantas que la sobrepasan, una utilización de la capacidad de aproximadamente el 90% es más típica de los resultados medios en los países desarrollados cuando no existen limitaciones impuestas por las condiciones del mercado. Por consiguiente, en la mayoría de las estimaciones de costos de producción se supone una producción anual equivalente a 300 veces la capacidad (en realidad, un 90.9%). Se dan ejemplos que muestran la influencia que tiene la utilización de la capacidad en los costos de producción.

3. Costos relacionados con la mano de obra

Se supone que el costo directo medio de la mano de obra de producción, incluido el personal de supervisión a nivel de trabajo, es de 8 dólares por hora y hombre. (La mano de obra de mantenimiento figura en el mantenimiento, incluida como costo relacionado con el capital.) Es probable que la retribución de la mano de obra sea más baja en algunos países en desarrollo, pero quizá se utilice mayor número de obreros, y los costos indirectos pueden ser superiores. Se supone que los gastos generales y las cargas sociales representan el 100% de los costos directos de mano de obra. Se supone que el costo del control químico es el 20% del costo directo de mano de obra. Así pues, se supone que los costos totales

relacionados con la mano de obra son el 220% de 8 dólares, o sea 17,60 dólares por hora y hombre. Se supone también que los costos relacionados con la mano de obra son constantes durante el año (330 veces el costo diario) y, por lo tanto, variables por tonelada de producto. Cuando se comparan plantas con capacidades distintas, se supone que los costos relacionados con la mano de obra varían con la 0,6 potencia de la capacidad sobre base anual.

4. Costos de las materias primas

Los costos de las materias primas se calculan por tonelada de producto, dejando margen para los factores de recuperación conforme a la mejor información que se disponga sobre el proceso. Además, se supone un 1 o 2% de pérdida aparente en la elaboración, que puede ser en parte una pérdida mecánica o bien por exceso de concentración, en el producto servido (por ejemplo, la urea puede contener 46,2% de N en vez del 46,0% nominal supuesto). Se utilizan precios corrientes del mercado para materias primas o productos intermedios (tales como el amoníaco) cuando se dispone de esa información, salvo que se señale otra cosa.

5. Servicios

Salvo indicación distinta, los costos que se han supuesto para los servicios públicos son los siguientes:

Energía eléctrica	\$0,027/kW
Vapor	\$4,00/tonelada
Agua de refrigeración	\$0,01·m ³ , en régimen de pasada única
Agua para alimentación de calderas	\$0,26·m ³
Fuel oil (para el secado)	\$0,01·mil kcal

Debe señalarse que los costos de estos servicios quedan en parte cubiertos por los costos relacionados con el capital vinculados a las instalaciones auxiliares y de apoyo. Entre esas instalaciones figuran, por ejemplo, las de purificación del agua, generación de vapor y medios de distribución para esos servicios. Así pues, los costos arriba indicados no son comparables con los costos de los servicios correspondientes a la instalación de producción directa, que es la base generalmente utilizada en muchas otras estimaciones. Por ejemplo, cuando el proceso requiere aporte de vapor, los costos de capital y de mantenimiento de una planta de generación de vapor suelen incluirse entre los "costos relacionados con el capital"; así pues, el cargo de 4 dólares por tonelada de vapor incluye sólo los costos del combustible y los costos relacionados con la mano de obra.

El vapor obtenido como subproducto se acredita al proceso a razón de 4 dólares por tonelada cuando se trata de un proceso que se considera por separado. Ahora bien: el valor del vapor (o de la electricidad) subproducto depende del uso que pueda hacerse de él. En un complejo que contenga una planta de ácido sulfúrico o de ácido nítrico, el vapor subproducto de una unidad suele utilizarse en otras unidades bien sea para calentamiento, energía mecánica o generación de energía eléctrica para uso de la planta.

En unos pocos casos puede haber vapor sobrante disponible, como ocurre por ejemplo cuando una planta de producción de ácido sulfúrico se separa de la industria a la que suministra. En tales casos, puede resultar difícil encontrar un uso rentable para el vapor.

6. Otros costos

Los costos de los catalizadores se basan en el costo medio de renovación, sin incluir el cargo inicial. De la misma forma, los costos correspondientes a productos absorbentes (como son los que se utilizan para eliminar el CO₂) y a los productos químicos o disolventes reciclados se basan también en los costos de reposición. Los suministros varios se suelen suponer que ascienden a 0,50 o 1,00 dólares por tonelada de producto, según la complejidad del proceso, salvo que se disponga de información que indique que deba usarse un valor distinto. En cuanto a los costos administrativos y diversos, se supone ascienden al 5% de los demás costos de producción, tal como se explicó al hablar de los "costos relacionados con el capital".

7. Costo de los sacos

Las estimaciones de costos de producción dadas en esta manual corresponden por lo general a productos a granel, pero en algunos casos se da también el costo estimado del producto ensacado añadiendo 12 dólares por tonelada para cubrir el costo de los sacos y de la mano de obra que efectúa los trabajos de ensacado. El costo de los sacos varía mucho según su calidad, tamaño, etc. La cantidad de 12 dólares se ha fijado pensando en sacos fuertes, impermeabilizados, con capacidad para 50 kilos. Por ejemplo, un saco de propileno tejido con un revestimiento interior de polietileno puede costar 0,60 dólares, para sacos de 50 kg (12 dólares por tonelada) en los Estados Unidos. El costo variará con el espesor de la capa interior de revestimiento de polietileno. Además, el tamaño del saco, que depende de la densidad aparente del material que se ha de ensacar, tiene

cierto efecto. Como el polietileno y el polipropileno se producen a partir de nafta o de aceites ligeros, su costo depende del de estos productos. Se ha comunicado que en un país del Asia sudoriental se pueden fabricar sacos similares a los arriba descritos a un precio que viene siendo aproximadamente la mitad de su costo en los Estados Unidos (es decir, a 0,30 dólares por saco) partiendo de materias primas autóctonas.

Para el transporte transoceánico, o para el transporte dentro de un país en desarrollo que entrañe diversas operaciones de mantenimiento manual, se requieren por lo general sacos dobles con polipropileno tejido o sacos de yute y un saco interior de polietileno o algún otro producto a prueba de humedad. En los países desarrollados en que se ha automatizado el sistema de paletas y la manutención mecánica, suelen utilizarse sacos de película de plástico, en capa única, de precio inferior. Por otra parte, los agricultores de los países desarrollados suelen preferir los sacos pequeños (de 50 libras o 25 kg); esto eleva el costo del saquerío por tonelada de producto.

Se han concebido diversos planes para la manutención y el transporte a granel o para el transporte en contenedores reutilizables, incluyendo sacos de 0,5 o de 1,0 toneladas de capacidad, proyectados para manutención mecánica. Estos diversos sistemas de manutención y distribución del fertilizante tienen evidentemente gran importancia en relación con el sistema de comercialización y distribución, y deben examinarse detalladamente en otra publicación.

C. Requisitos de los procesos

Las materias primas y los servicios que se supone requieren los procesos considerados en este capítulo se representan en el cuadro I. En la mayoría de los casos se han elegido valores que suponen una transacción entre varios valores comunicados diferentes. Naturalmente, el consumo de materias primas y de servicios varía según la eficacia de la planta y de sus operarios, la calidad de las materias primas, etc. Así pues, se plantean transacciones y consideraciones de mutua compensación: la eficiencia por un lado contra las necesidades de capital; el elevado índice de recuperación frente a una cadencia de producción elevada; comparación del vapor con la energía eléctrica, etc. Por lo tanto, los valores dados en el cuadro I deben considerarse como meros ejemplos, que representan probablemente casos de buena proyección y explotación pero no necesariamente los de máxima eficiencia.

D. Fertilizantes nitrogenados

1. Amoniaco

Los costos estimados de una planta de amoniaco para entrega llave en mano y la medida en que influye en ellos la escala de operaciones y el tipo de material de partida se representan en la figura 1. Las estimaciones corresponden a una

CUADRO I. NECESIDADES NORMALES DE MATERIAS PRIMAS Y DE SERVICIOS POR TONELADA DE PRODUCTO

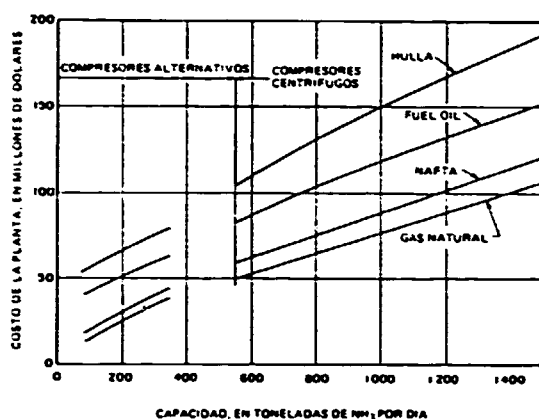
	Materias primas		Suministros, en dólares ^d	Vapor, en toneladas	Energía eléctrica, en kWh	Agua de enfriamiento, en m ³	Agua de ali- mentación de calderas, m ³	Combustible, 1 000 kcal
	Clase	Cantidad, en toneladas						
Amoniaco	Gas natural	36 GJ	1,75	Equilibrado	33	220	2,3	Incluido en las materias primas.
Urea en perdigones (46% de N)	NH ₂	0,575	2,33	1,2	125	70	—	—
Acido nítrico (base 100% HNO ₃)	CO	0,760	—	—	—	—	—	—
	NH ₃	0,288	1,85	0,4	9,5	87	8,5	—
Nitrato amónico (34% de N)	HNO ₃	0,773	1,50	0,2	20	8	—	—
	NH ₃	0,210	—	—	—	—	—	—
Acido sulfúrico (100% H ₂ SO ₄)	S	0,34	0,50	1,2	35	26	1,3	—
Acido fosfórico (base t de P ₂ O ₅)	Fosforita	3,22	1,00	1,9	150	150	—	—
	H ₂ SO ₄	2,78	—	—	—	—	—	—
Superfosfato triple (0-46-0)	Fosforita	0,40	—	0,02	40	—	—	125
	P ₂ O ₅ ácido	0,345	—	—	—	—	—	—
Fosfato diamónico (0-46-0)	P ₂ O ₅ ácido	0,47	—	—	30	—	—	125
	NH ₃	0,224	—	—	—	—	—	—
Fosfato monoamónico (11-55-0)	P ₂ O ₅ ácido	0,56	—	—	30	—	—	125
	NH ₃	0,137	—	—	—	—	—	—

^dIncluye los catalizadores, productos químicos, agentes acondicionadores, etc.

^eEn régimen de pasada única.

^fSe supone que la fosforita contiene un 33% de P₂O₅.

Figura 1. Relación estimada entre el costo de las plantas de amoníaco llave en mano y la capacidad y material de partida



Base: Ubicación industrial en país desarrollado; costo de planta llave en mano - costo de la instalación de producción directa más 50%.

Nota: Los datos más fiables corresponden a plantas basadas en el gas natural y en la nafta con capacidades de 550, 900-1.140, y 1.360 tpd. Los datos correspondientes a plantas más pequeñas y a otros productos de partida son más especulativos, porque no se han construido muchas plantas de esas características.

ubicación industrial en un país desarrollado. Se considera que los costos más fiables son los correspondientes a las fábricas basadas en el gas natural y con capacidades de producción diaria de 550, 1.000 y 1.360 toneladas. Los costos correspondientes a plantas más pequeñas, de 100 a 350 tpd, son menos fiables, porque se han construido pocas plantas de esas dimensiones. Los costos de las plantas de 1.000 tpd que utilizan nafta, aceite pesado y hulla se obtuvieron multiplicando el costo correspondiente a la planta basada en el gas natural por un factor que se determinó después de examinar varias estimaciones e informes. Para las plantas basadas en el aceite y en la hulla, se ha supuesto que los costos correspondientes a capacidades en el campo de las 550 a las 1.500 tpd variaban a razón del 0,6 de la capacidad. Los costos de las plantas basadas en la nafta, en el mismo campo de capacidades, se obtuvieron aplicando al costo de las plantas basadas en el gas natural un factor de 1,14. En el campo de las 100 a las 350 tpd, los costos de las plantas que utilizan nafta, aceite o hulla se estimaron multiplicando el costo correspondiente a las plantas basadas en el gas natural por factores de 1,14, 1,6 y 2,0, respectivamente. No hay que tener gran confianza en estos valores, pero sí se calcula que son del orden de magnitudes correcto.

En la figura 1, los costos de las plantas basadas en la nafta o el gas natural se representan con una línea recta. Sin embargo, si se acomoda la curva a los datos disponibles, sería ligeramente cóncava, debido a que es más numerosa la

experiencia en el campo de las 900 a las 1.100 tpd de capacidad y por consiguiente se dispone de diseños estándar. Es probable que los costos correspondientes a plantas con capacidad superior a las 1.360 tpd fuesen considerablemente superiores de los que se indica por extrapolación de la línea en la figura 1, dada la necesidad de concebir nuevos proyectos de ingeniería y usar equipo no estándar. De todas maneras, una planta de 2.000 tpd constituida por dos trenes de 1.000 tpd de capacidad cada uno costaría algo menos, por tonelada de capacidad, que una sola planta con capacidad de 1.000 tpd, pues los costos no correspondientes a la instalación de producción directa serían menores.

Respecto de las plantas que utilizan la oxidación parcial de hulla o de aceite mineral hay mucha menos experiencia. Por consiguiente, en las curvas correspondientes a estas plantas se ha supuesto que rige la relación de 0,6 (que es más o menos normal para las plantas de ciclo único), y las curvas resultantes son ligeramente convexas. Por razones ya examinadas, es probable que los costos totales de las plantas en los países en desarrollo sean superiores a los indicados en la figura 1.

En la tabla que figura a continuación se dan los valores de calentamiento supuestos para los productos de partida en la producción de amoníaco que se utilizaron para confeccionar las estimaciones de los costos de producción:

Material de partida	Bajo valor calórico	
Gas natural	8 015 kcal/m ³	33,56 GJ/1 000 m ³
Nafta	10 556 kcal/kg	44,20 GJ/tonelada
Acetite pesado	9 722 kcal/kg	40,71 GJ/tonelada
Hulla	6 333 kcal/kg	26,52 GJ/tonelada

El concepto de "bajo valor calórico" dado en la tabla de más arriba corresponde al calor de combustión sin incluir el calor de condensación de vapor de agua de los productos de combustión, que no se puede reaprovechar en los procesos de producción de amoníaco. El valor de calefacción del gas natural es aproximadamente el del metano (medido a una temperatura de 20°C y a una presión de una atmósfera); el gas natural contiene a menudo hidrocarburos de cadena más larga, lo cual eleva el valor calorífico por unidad de volumen.

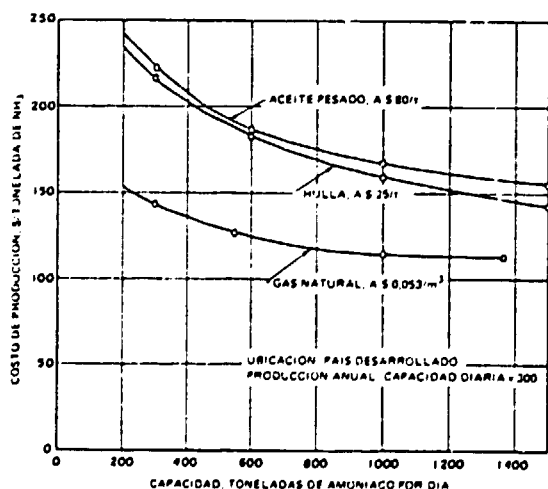
Las necesidades totales de combustible y de material de partida por tonelada de amoníaco que se utilizaron en los cálculos actuales son las siguientes:

	Necesidades	Equivalente energético	
		Millones de kcal	GJ
Gas natural	1 073 m ³	8,6	36,0
Nafta	0,89 t	9,4	39,4
Acetite pesado	1,00 t	9,7	40,7
Hulla	1,97 t	12,5	52,3

Las necesidades de combustible y de materiales de partida que se indican corresponden a plantas de amoníaco con buenas instalaciones de recuperación de calor y de energía, particularmente a plantas basadas en el gas natural y en la nafta. En las zonas en que se disponga de combustible a bajo costo, puede ser económico utilizar equipo más sencillo y menos eficaz a cambio de consumir más combustible y materiales de partida (véase el capítulo VI). Se supone que todas las plantas de amoníaco son autosuficientes en cuanto a vapor y a fuerza mecánica. En el caso de las plantas basadas en el aceite mineral y en la hulla se supone que una planta de generación de vapor forma parte de la instalación de producción directa; se supone asimismo que la capacidad de esta planta de generación de vapor es suficiente para suministrar todo el vapor y la fuerza (mecánica o eléctrica) que el proceso requiera.

En la figura 2 puede apreciarse como repercuten la escala de operaciones y el tipo de material de partida en el costo estimado de producción de amoníaco, partiendo de la base de un precio de la hulla de 25 dólares la tonelada, de 80 dólares la tonelada para el aceite y de 0,0053\$/m³ para el gas natural. Los cálculos correspondientes a esta figura se basaron en los datos que figuran en los cuadros 7, 8, 9 y 10 del capítulo VI. La figura indica que la capacidad de 1.000 tpd puede ser un tamaño aproximadamente óptimo, desde el punto de vista de la economía, para una planta basada en el gas natural y de ciclo único. Sin embargo, en las plantas de circuitos múltiples (2, 3 o más trenes de 1.000 tpd cada uno) se podría seguramente producir amoníaco a un costo inferior, a pesar de que habría que considerar el aumento de costos que supone

Figura 2. Influencia del tipo de material de partida y de la capacidad de la planta en el costo de producción del amoníaco



el tener que comercializar el producto en una zona de mayor extensión. En los casos de las plantas basadas en el aceite mineral y en la hulla, el costo estimado de producción disminuye con la capacidad hasta llegar a unas 1.500 tpd o quizá un poco más.

La influencia del costo del gas natural y de los costos de capital de la planta en los costos de producción y el precio de fábrica del amoníaco se aprecian en las figuras 3 y 4, que son idénticas a las figuras 9 y 10 del capítulo VI y se reproducen aquí para mayor comodidad. Asimismo, los efectos del costo del gas natural, de la nafta, del aceite pesado y de la hulla en los costos de producción y

Figura 3. Influencia del costo de la planta y del costo del gas natural en el costo de producción del amoníaco

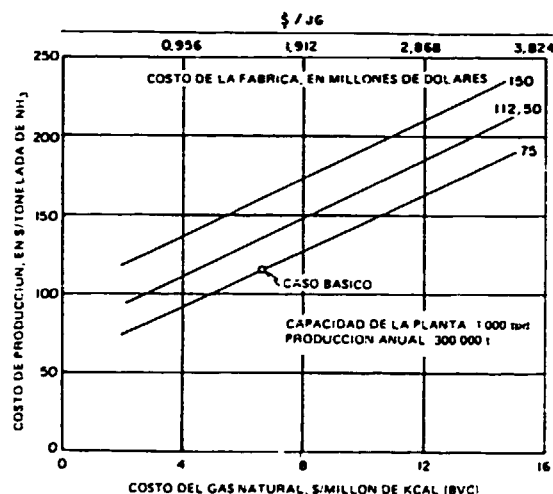
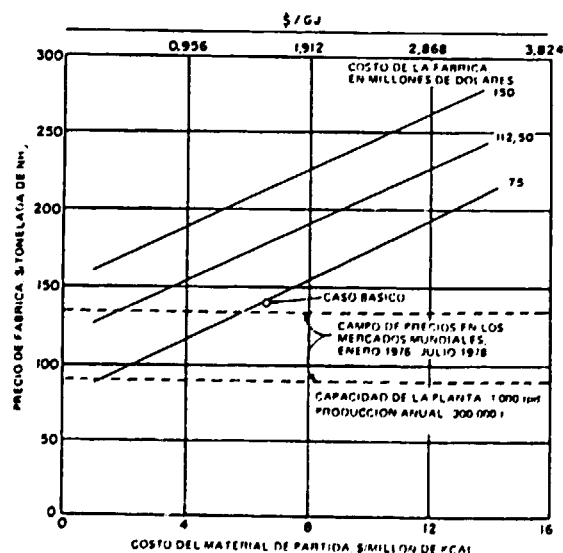


Figura 4. Influencia del costo de la planta y del costo del gas natural en el precio de fábrica del amoníaco



precios de fábrica del amoniaco se muestran en las figuras 5 y 6 que corresponden a las figuras 11 y 12 del capítulo VI.

Figura 5. Influencia del precio y del tipo de material de partida en el costo de producción del amoniaco

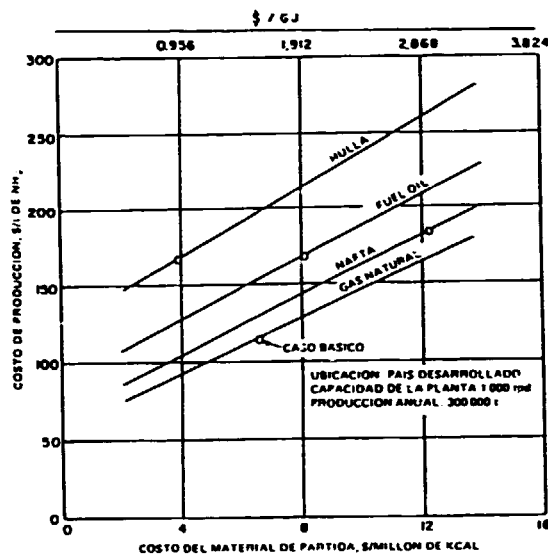
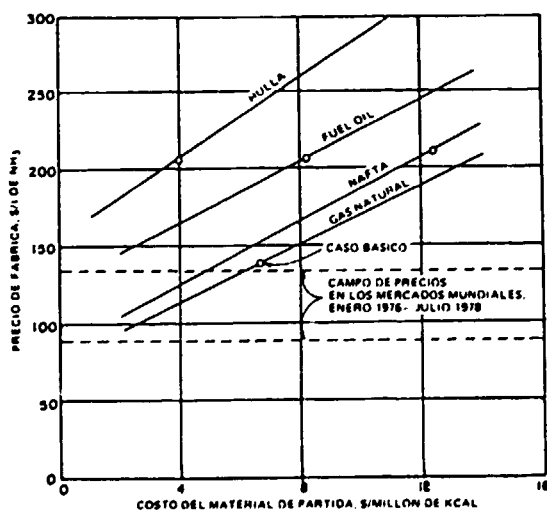
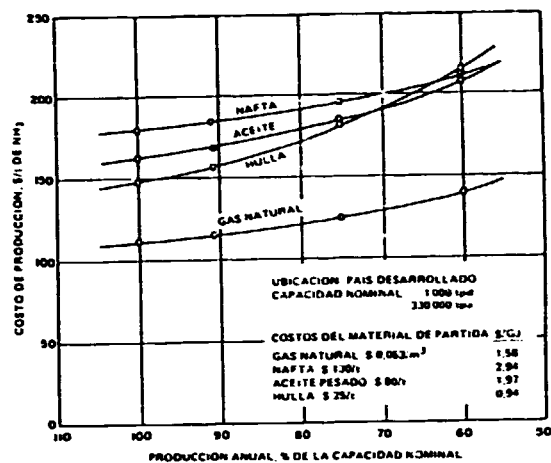


Figura 6. Influencia del tipo y del precio del material de partida en el precio de fábrica del amoniaco



La figura 7 muestra el efecto de la utilización de la capacidad en el costo estimado de producción de las plantas de amoniaco que utilizan gas natural, nafta, aceite pesado y hulla como material de partida y como combustible. Los gráficos anteriores se han basado en una producción anual igual a 300 veces la producción diaria nominal.

Figura 7. Influencia de la utilización de la capacidad y del tipo de material de partida en el costo de producción estimado del amoniaco



En la figura 7, se supone que la capacidad anual es 330 veces la capacidad diaria, que es un supuesto corriente. Basándose en esta definición, es perfectamente posible pasar del 100% de la producción anual nominal, bien sea porque se logren más de 330 días al año de funcionamiento o porque se produzca más de la capacidad diaria nominal, o por ambas causas. A menudo, las plantas de amoniaco se diseñan a fin de que tengan cierto sobrante de capacidad como margen de seguridad para cuidar de que se cumplan los índices garantizados. Los datos correspondientes a la figura 7 se basaron en los "casos base" indicados en el capítulo VI y se calcularon suponiendo que los costos relacionados con el capital y los relacionados con la mano de obra eran constantes a lo largo del año, mientras que todos los demás costos eran constantes por tonelada de producto.

Como se indica en el figura 7, el funcionamiento a un régimen de utilización de la capacidad del 60% elevaría el costo de producción en una planta basada en el gas natural en unos 29 dólares por tonelada, por comparación al costo correspondiente al 100% de capacidad (140 frente a 111 \$/t). La capacidad de la utilización tendría una influencia mayor en el caso de otros materiales de partida. Por ejemplo, en una planta basada en la hulla, el costo de producción sería de unos 149 dólares por tonelada para una capacidad del 100% frente a 214 \$ en régimen de 60%, lo que supone una diferencia de 65 \$. En un país en desarrollo, la obtención de un índice elevado de utilización de la capacidad es todavía más importante, dado que es más elevada la inversión de capital en la planta. Además, la influencia del funcionamiento con baja utilización de la capacidad en el costo de la urea en un complejo urea-

amoniaco sería todavía mayor, ya que, además, aumentarían también los costos relacionados con el capital de la producción de urea.

2. Complejos de urea-amoniaco

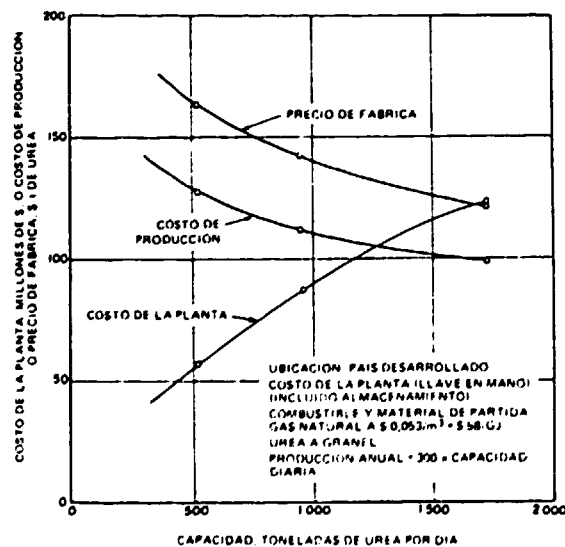
En muchos países en desarrollo, el amoniaco se utiliza exclusivamente para la producción de urea; por lo tanto, parece pertinente considerar los factores económicos de tales complejos de urea-amoniaco. Los costos de inversión que se dan para estos complejos se basan en estimaciones contenidas en capítulos anteriores.

COSTOS DE INVERSION DE COMPLEJOS DE AMONIACO-UREA LLAVE EN MANO, EN MILLONES DE DOLARES (ESTIMACION PARA UN PAIS DESARROLLADO)

Capacidad de producción de amoniaco, tpd	300	550	1 000
Capacidad de producción de urea, tpd	522	956	1 739
Inversión, millones de \$			
Amoniaco	35.0	52.5	75.0
Urea	19.5	31.0	40.2
Almacenamiento del producto	1.5	3.0	5.1
Total	56.0	86.5	120.3

El costo de producción y el precio de fábrica se calculan como en capítulos anteriores, con la diferencia de que el 5% de gastos administrativos y diversos no se añade al costo de producción del amoniaco, sino al costo de producción de la urea (que es el producto final). Los resultados de estos cálculos se representan en la figura 8 y en el

Figura 8. Costo de la planta, costo de producción y precio de fábrica de urea producida en un complejo amoniaco-urea, e influencia de la capacidad de producción

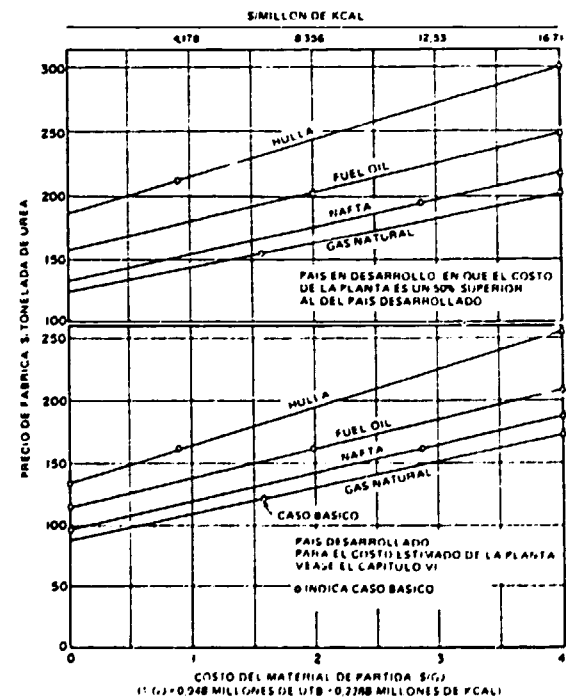


cuadro siguiente, que corresponden a un funcionamiento con 90.9% de utilización de la capacidad (300 veces la capacidad diaria).

Capacidad de producción de urea, tpd	522	956	1 739
Costo de producción, \$/t de urea			
Amoniaco, 0.575 t	78.29	70.47	63.06
Costos de funcionamiento	43.19	36.92	31.01
Total parcial	121.48	107.39	94.07
Gastos de administración y diversos, 5%	6.07	5.37	4.70
Costo total de producción	127.55	112.76	98.77
10% de rendimiento de la inversión	35.76	30.18	23.06
Precio de fábrica	163.31	142.94	121.83

La influencia del costo y del tipo de material de partida en el precio de fábrica de la urea producida en un complejo de amoniaco-urea con capacidad de 1.739 tpd se aprecia en la figura 9. El precio de fábrica es el costo de producción más un 10% de rendimiento de la inversión. La parte inferior de la figura muestra los costos (precios) estimados para una ubicación industrial en un país en desarrollo, y la parte superior muestra los precios estimados para una ubicación en la que el

Figura 9. Influencia del tipo y del costo del material de partida en el precio de fábrica de la urea a granel en países en desarrollo y desarrollados (para complejos de urea-amoniaco con producciones de 1.739 tpd (521.700 tpa))



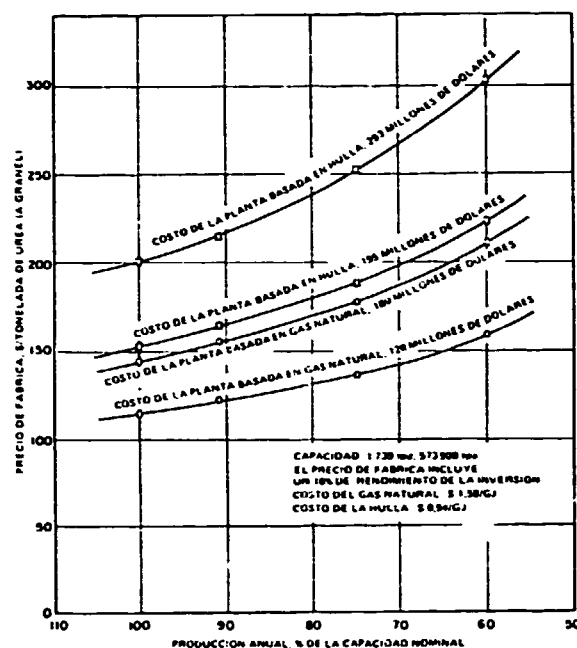
costo de construir la planta sea un 50% superior, lo cual puede ocurrir en algunos países en desarrollo. La figura muestra que los costos de la urea en un país desarrollado serían aproximadamente iguales (161, 162 \$/tonelada) para plantas que utilicen hulla a razón de 0,94 \$/GJ, petróleo a un precio de 1,97 \$/GJ y nafta a 2,94 \$/GJ (éstos fueron los valores seleccionados para los casos básicos del capítulo VI). El gas natural tendría que subir hasta los 3,50 dólares por GJ para elevar el costo de la urea hasta un nivel comparable. Cuando los costos del gas natural son elevados, puede resultar ventajoso utilizar un combustible de más bajo costo para cubrir una parte de las necesidades. Por ejemplo, el vapor requerido en la planta de urea se puede generar en una caldera alimentada con hulla.

En el caso de las plantas de costo elevado (países en desarrollo), todos los costos son superiores, y la hulla es relativamente menos favorable; es el material que da el costo más alto de los casos básicos.

En algunos países en desarrollo se dispone de gas natural a costos comprendidos en el campo de los 0,30-0,60 \$/GJ; los costos resultantes de la urea deberían ser de entre 130 y 136 dólares por tonelada. Ese mismo coste se puede alcanzar en un país desarrollado con gas que cueste 2,3 \$/GJ. Es decir, que la ventaja del gas a bajo costo puede quedar contrarrestada por los gastos de capital dimanados del mayor costo de la planta. Esta comparación no se aplica a todos los países desarrollados o en desarrollo; se trata solamente de indicar cuál puede ser la influencia de los costos de inversión en la planta, costos que pueden variar dentro de límites muy amplios en países que se clasifican, más o menos arbitrariamente, como países desarrollados o en desarrollo.

La figura 10 muestra la influencia de la utilización de la capacidad y el costo de la planta en el precio de fábrica de la urea producida en complejos de amoníaco-urea con capacidad de 1.739 tpd en que se utilice como material de partida el gas natural o la hulla. Para los complejos basados en el gas natural, el costo estimado es de 120 millones de dólares en un país desarrollado típico y de 180 millones de dólares (50%) en una ubicación de país en desarrollo. Para los complejos basados en la hulla, los costos de la planta estimados son de 195 y 293 millones de dólares, respectivamente. La figura muestra el fuerte efecto que tiene el bajo índice de utilización de la capacidad en los costos de la urea, sobre todo si se trata de complejos con costos de capital elevados. A este respecto, el índice medio de utilización de la capacidad en el mundo entero para plantas de fertilizantes nitrogenados es del 90%, aproximadamente, para los países desarrollados y del 70% para los países en desarrollo,

Figura 10. Influencia del costo de la planta y de la utilización de la capacidad en el precio de fábrica de urea a granel producida en un complejo urea-amoniaco



según la *World Fertilizer Situation and Outlook*, publicación del CIDE y de la TVA (marzo de 1979).

La influencia combinada de la baja utilización de capacidad y los costos de planta elevados puede ser particularmente desastrosa para las plantas basadas en la hulla. Un índice de utilización de la capacidad del 60% se traduciría en un precio en fábrica de 304 \$/tonelada de urea a granel para una planta con el costo de capital más elevado, mientras que en el caso de la planta de menor costo, si funciona al 90% de la capacidad, el precio de la urea sería de unos 165 dólares por tonelada. El costo del material de partida (hulla) es de tan sólo 28 \$/tonelada de urea; por consiguiente, aun en el caso de reducir a cero los costos de la hulla, los factores económicos serían desfavorables en las ubicaciones en que el costo de la planta es elevado y la utilización de la capacidad es baja.

En los complejos basados en el gas natural, el costo del gas natural (a 1,58 \$/GJ) es de 32,70 dólares por tonelada de urea. En algunos países en desarrollo en que se dispone de gas natural a bajo costo, el costo por tonelada de urea puede ser de tan sólo 10 dólares. Ahora bien: la influencia combinada del bajo índice de utilización de la capacidad y el costo de capital elevado puede contrarrestar con creces esa ventaja. Por ejemplo, si se utiliza gas que cueste 0,48 \$/GJ en un complejo de 180 millones de dólares traba-

jando al 70% de la capacidad, el precio de fábrica sería de unos 165 dólares por tonelada. Este precio se podría igualar en un país en desarrollo (complejo de 120 millones de dólares) trabajando al 90% de la capacidad con un costo de gas de unos 3.65 \$/GJ o un costo de la nafta de 3.00 \$/GJ (véase la figura 9). Esto da idea de lo difícil que es aprovechar las ventajas potenciales del gas natural de bajo costo en las ubicaciones remotas, sobre todo si la demanda nacional de fertilizantes de nitrógeno es escasa o nula y el producto ha de enviarse a otros países.

La importancia de elevar el índice de utilización de la capacidad puede explicarse refiriéndose al costo incremental de la producción adicional. Por ejemplo, si una planta basada en la hulla y con un costo de 293 millones de dólares trabaja al 70% de la capacidad, el precio de fábrica estimado es de 267 \$/tonelada de urea (figura 10). Si se puede elevar el índice de utilización de la capacidad sin aumentar el gasto de capital, cada tonelada adicional de urea costaría sólo unos 42 dólares. Este costo incremental es el costo del material de partida, servicios y suministros adicionales. En el complejo basado en el gas natural, el costo incremental es de unos 46 dólares por tonelada de urea, si el precio del gas es de 1.58 \$/GJ, o de 23 dólares con el gas a un precio de 0.48 \$/GJ.

La urea se produce casi siempre en un complejo que contiene una planta de amoníaco que suministra las dos materias primas esenciales: amoníaco y dióxido de carbono. Sin embargo, en muchos casos la urea no es el único producto del complejo; parte del amoníaco se puede vender como tal o convertido en otros fertilizantes nitrogenados compuestos. En tales casos, interesa calcular el costo de la producción de urea por separado. Las necesidades del proceso se discutieron en el capítulo IX, y los aspectos económicos de la producción de urea, en el XI. Las figuras 11, 12 y 13 muestran la influencia de la escala de operaciones y del costo del amoníaco en el costo estimado de capital de las plantas de urea y en el costo de producción y precio de venta en fábrica de la urea. Estas figuras son las mismas que las figuras 1, 2 y 3 del capítulo XI y se reproducen aquí para conveniencia del lector. Para la discusión correspondiente, véase el capítulo XI.

3. Ácido nítrico y nitrato amónico

El nitrato amónico se produce casi siempre en un complejo en que figura una planta de ácido nítrico, ya que el transporte de este ácido es antieconómico dada su baja concentración (aproximadamente un 13% de N para el HNO₃ al 58%). A diferencia de la urea, el complejo no contiene necesariamente una planta de amoníaco,

Figura 11. Relación entre el costo de inversión estimado y la capacidad de producción en las plantas de urea

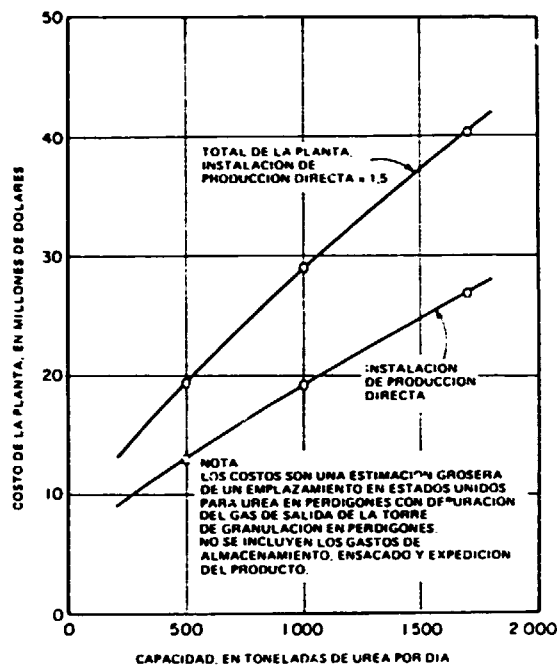
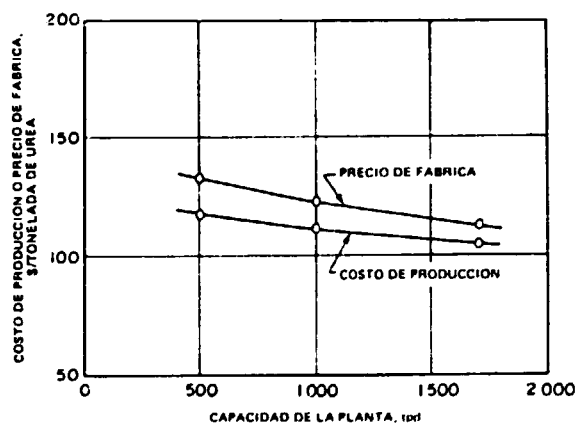


Figura 12. Influencia de la capacidad de la planta en el costo de producción y el precio de fábrica de la urea (país desarrollado, utilización del 90% de la capacidad, costo del amoníaco: \$120/t)



y en muchos casos el amoníaco se transporta a la planta desde fuentes alejadas. El nitrato amónico también se puede producir como coproducto del nitrofosfato según se ha visto en el capítulo XV. Las figuras 14, 15 y 16 (idénticas a las figuras 4, 5 y 6 del capítulo XI) se reproducen aquí para mayor comodidad y muestran los costos estimados de la planta y de la producción del ácido nítrico y los costos de producción del nitrato amónico.

Las inversiones de capital estimadas para complejo de ácido nítrico-nitrato amónico (NA)

Figura 13. Influencia del costo del amoníaco en el costo de producción y el precio de fábrica de la urea

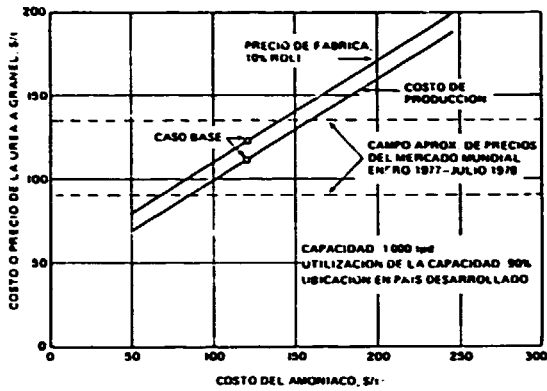


Figura 14. Influencia del tipo de proceso y del tamaño de la planta en el costo de capital de las plantas de ácido nítrico

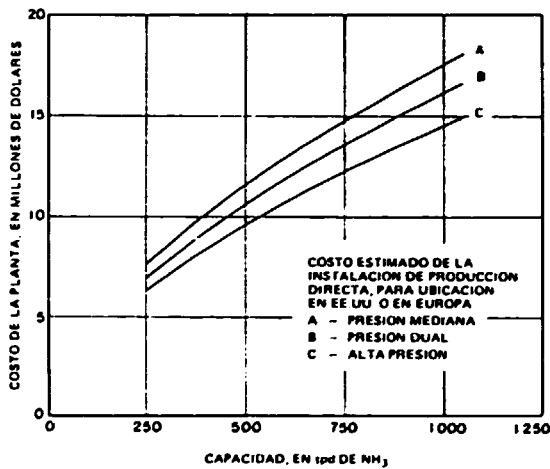


Figura 15. Influencia de la capacidad de la planta y del costo del amoníaco en los costos de producción del ácido nítrico (proceso con alta presión)

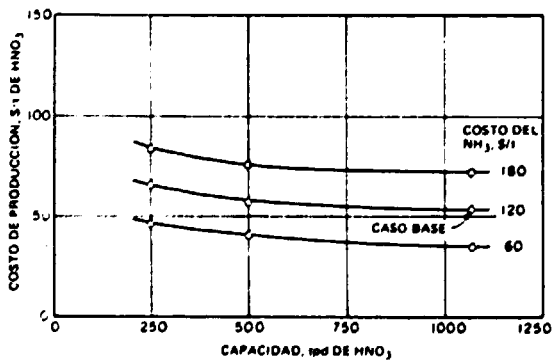
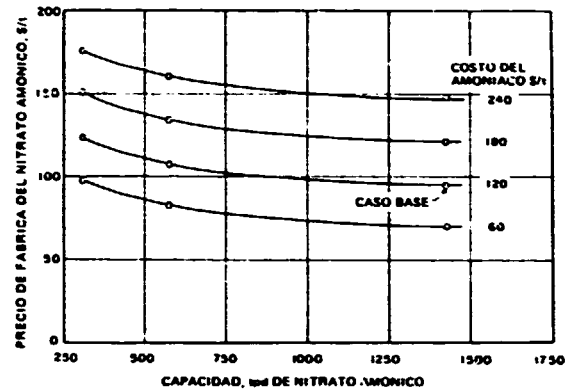


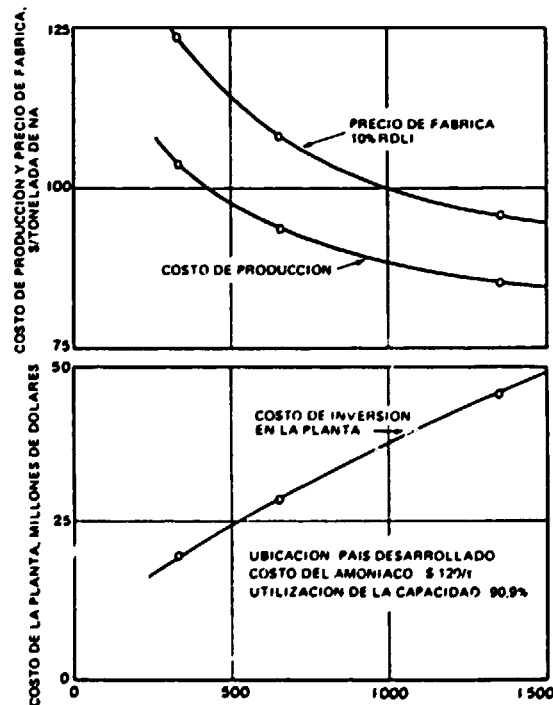
Figura 16. Influencia de la capacidad de la planta y del costo del amoníaco en el precio de fábrica del nitrato amónico a granel (34% de N) para complejos de ácido nítrico-nitrato amónico



para entrega llave en mano se dan en la tabla que figura a continuación y se muestran en la figura 17:

Capacidad, tpd de NA (34% de N)	323	647	1 353
Capacidad, tpd de HNO ₃	250	500	1 070
Inversión de capital, millones de dólares			
HNO ₃	9,75	14,60	23,00
NA	8,13	11,66	17,50
Almacenamiento	1,00	2,00	4,00
Total	18,88	28,26	44,50

Figura 17. Estimación de los costos de la planta y de producción, y del precio de fábrica, del nitrato amónico obtenido en complejos de ácido nítrico-nitrato amónico



El complejo de 1.353 tpd produciría la misma cantidad de nitrógeno que una planta de urea de 1.000 tpd. La inversión correspondiente a una planta de urea de 1.000 tpd, incluidas las instalaciones de almacenamiento, es de 32,5 millones de dólares, frente a 44,5 millones de dólares para el complejo de nitrato amónico. Así pues, las instalaciones de nitrato amónico requieren más capital que las de urea. Sin embargo, como ya se ha señalado en el capítulo XI, el nitrato amónico se puede producir a partir de amoníaco importado, cosa que no puede hacerse en el caso de la urea. Por lo tanto, los países que deseen minimizar la inversión de capital y/o aprovechar la posibilidad de importar amoníaco barato pudieran decidir producir nitrato amónico. La curva de inversiones correspondiente al NA que aparece en la figura 17 no se puede extrapolar con seguridad más allá de las 1.600 tpd, ya que la fábrica de ácido nítrico mayor del mundo tiene una capacidad de 1.250 tpd de HNO_3 , que produciría unas 1.600 tpd de NA. Para plantas mayores pudieran ser necesarias dos unidades de ácido nítrico, lo cual cambiaría la forma de la curva. El costo estimado de las plantas de ácido nítrico corresponde a unidades con sistema de "absorción reforzada", que reduce la concentración de NO_x a 200 ppm o menos. El gasto que esta eficacia adicional entraña no se justifica por factores económicos, y su justificación atendiendo al control de la contaminación es dudosa dado que las fábricas de ácido nítrico no aportan más del 1% de la cantidad de NO_x que se libera en la atmósfera (la mayor parte de los NO_x procede de los motores de combustión interna, de

las centrales eléctricas que queman combustible, y de fuentes naturales). Así pues, en los países en que las normas sobre el control de la contaminación son más flexibles se puede obtener una economía en los costos de las plantas de ácido nítrico siempre que la concentración de los NO_x en la atmósfera ambiente quede dentro de límites aceptables (véase el capítulo XXIII).

Las estimaciones sobre costos de producción y precios de fábrica del NA se dan en la figura 17 en el supuesto de ubicación de la planta en país desarrollado y un costo del amoníaco de 120 \$/t. Este costo es muy sensible a las variaciones de la escala de operaciones, sobre todo por debajo de las 650 tpd. Para 1.353 tpd, el precio de fábrica estimado del NA a granel es de 96 dólares; esto corresponde a un precio de 130 \$/t de urea sobre la base del equivalente en nitrógeno. Si se consideran los costos de ensacado y transporte, la comparación será menos favorable para el NA.

E. Fertilizantes fosfatados

1. Acido sulfúrico

Los costos estimados de la inversión en planta para instalaciones de producción de ácido sulfúrico se representan en la figura 18, que es idéntica a la figura 3 del capítulo XII. Estos costos corresponden a unidades de doble contacto, doble absorción en un país desarrollado. Los costos de producción estimados se han mostrado en los cuadros 5 y 6 del capítulo XII. Sin embargo, estas estimaciones no se basaron en los supuestos estándar reseñados en el presente capítulo; por consiguiente, los costos de producción se han calculado de nuevo a los efectos de la figura 19. Las diferencias eran de poca monta: para un caso básico de una planta de 600 tpd que trabajase al 90,9% de la capacidad (300 veces la capacidad diaria) la diferencia respecto de los valores dados en el cuadro 5 del capítulo XII fue

Figura 18. Costo de capital de plantas de ácido sulfúrico que queman azufre, sistema de doble contacto, en los Estados Unidos o en Europa

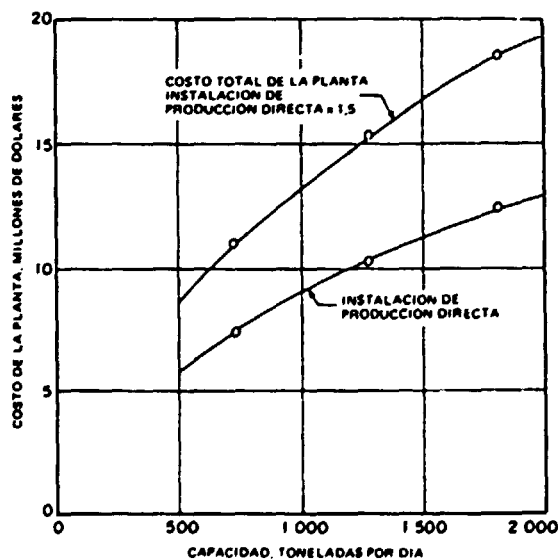
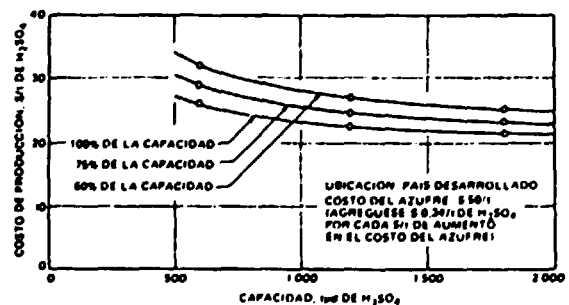


Figura 19. Influencia de la capacidad de la planta y de la utilización de esa capacidad en el costo estimado de producción del ácido sulfúrico



de unos pocos centavos por tonelada, y se debe a ajustes de compensación. El costo de producción así recalculado para el caso básico se recoge en la tabla siguiente.

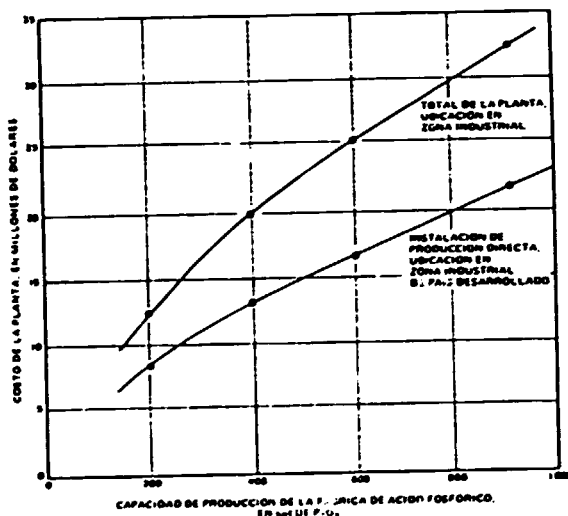
COSTOS DE PRODUCCION, \$/t de H₂SO₄

Azufre, 0,34 toneladas × \$50	17,00
Catalizador y suministros	0,50
Energía eléctrica, 35 kWh × \$0,027	0,95
Agua de refrigeración, 25,8 m ³ × \$0,01	0,26
Agua para alimentación de calderas, 1,25 m ³ × \$0,26	0,32
Costos relacionados con la mano de obra 0,16 horas-hombre × \$17,60	2,81
Costos relacionados con el capital, 17,67%	9,81
Crédito por vapor propio, 1,2 t × \$4,00	-4,80
Costo total de producción	26,85

2. Acido fosfórico

En la figura 20, que es idéntica a la figura 7 del capítulo XIII, se representan las estimaciones de las necesidades de capital. Esta estimación corresponde a una planta estándar en la que

Figura 20. Estimación del costo de capital de fábricas de ácido fosfórico por proceso húmedo



se aplique el proceso de dihidrato. En el capítulo XIII se ha indicado qué instalaciones están o no incluidas. En ese mismo capítulo se han indicado las estimaciones sobre costos de explotación, sin contar los costos de materias primas, para ubicación en un país en desarrollo así como los costos correspondientes a diversas combinaciones de fosforita y ácido sulfúrico. Sin embargo, para esas estimaciones se partió de supuestos algo distintos de los supuestos estándar utilizados en el presente capítulo; por consiguiente se recalculó el

costo de producción para ubicación en un país desarrollado, lo cual arrojó para un caso básico los resultados siguientes:

COSTO DE PRODUCCION ESTIMADO DEL ACIDO FOSFORICO (CASO BASICO)

Capacidad de la planta: 400 tpd de P₂O₅
(120.000 tpa = 90,9% de utilización de la capacidad)
Costo de la planta (ubicación en país desarrollado):
20 millones de dólares

		\$ t de P ₂ O ₅
Fosforita, 33% P ₂ O ₅	3,22 t × \$20	64,40
Acido sulfúrico (100% H ₂ SO ₄)	2,78 × \$30	83,40
Productos químicos y suministros ^a		1,00
Agua ^b	150 m ³ × \$0,1	1,50
Energía eléctrica ^c	150 kWh × \$0,027	4,05
Vapor ^d	1,9 t × \$4,00	7,60
Costos relacionados con la mano de obra	0,36 horas-hombre × \$17,60	6,34
Costos relacionados con el capital	17,67%	29,45
Total parcial		197,74
Gastos administrativos y diversos, 5% del total parcial		9,89
Costos de producción		207,63
10% rendimiento de la inversión		16,67
Precio de fábrica		224,30

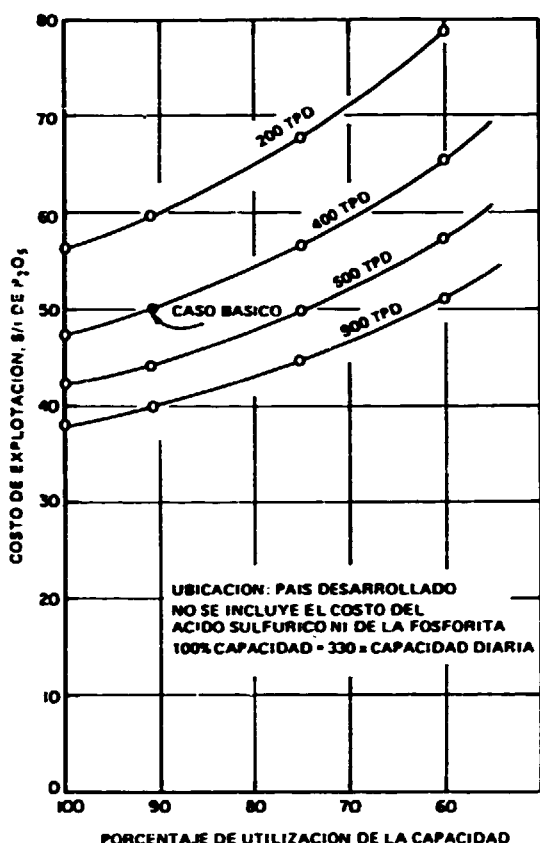
^aComprende los productos químicos antiespumantes

^bComprende el agua de elaboración, el agua de refrigeración recirculada y el agua de estanques recirculada para los sistemas de lavado

^cEl vapor suele obtenerse de una planta de ácido sulfúrico situada en el emplazamiento, y parte de la electricidad puede generarse mediante vapor sobrante o reemplazarse con energía tomada de turbinas de vapor.

En la figura 21 puede apreciarse como influyen la capacidad de la planta y su utilización en el costo estimado de explotación en la producción de ácido fosfórico, sin incluir las materias primas. Estos costos de explotación no incluyen el rendimiento de la inversión ni los gastos administrativos y diversos. Se han calculado para ubicación en un país desarrollado. La figura 22 muestra la influencia del costo de la fosforita y del ácido sulfúrico en los costos de producción del ácido fosfórico para una planta con capacidad de 600 tpd de P₂O₅ y una producción anual de 180.000 toneladas. Por ejemplo, se podría conseguir un costo de producción de 200 \$/t de P₂O₅ con fosforita a 20 \$/t y ácido sulfúrico a unos 32 \$/t, o con la fosforita a 30 \$/t y el ácido a 21 \$/t. A efectos comparativos, cabe indicar que el precio en el mercado mundial (en diciembre de 1978) es de unos 220 \$/t. Hay que tener en cuenta que la producción de ácido para su envío ocasionaría costos adicionales (de clarificación y de terminal de expedición).

Figura 21. Influencia de la capacidad de producción, y de su utilización, en los gastos de explotación de las fábricas de ácido fosfórico



3. SFT, DAP y MAP

En la figura 23 se representa la estimación de los costos de una fábrica llave en mano (1.5 veces los costos de la instalación de producción directa) para la producción de SFT, DAP y MAP por procesos con lechada. Como ya se ha discutido en el capítulo XIV, hay procesos de más bajo costo, como el proceso con masa fundida para la obtención de MAP o de PFA, el proceso en reactor tubular para la producción de DAP y el proceso de granulación sin secador para la producción de SFT. Con todo, estos procesos son relativamente nuevos y hay muy poca experiencia en cuanto a la producción a escala comercial. Además, puede faltarles flexibilidad. Los costos de funcionamiento y las necesidades de los procesos correspondientes a estos procedimientos se examinan en el capítulo XIV.

4. Complejos basados en los fosfatos

A diferencia de los complejos de urea-amoniaco, los complejos basados en los fosfatos

Figura 22. Costo de producción del ácido fosfórico correspondiente a diversas combinaciones de costos del ácido sulfúrico y de la fosforita; ubicación: país desarrollado; calidad de la fosforita: 33% P₂O₅; capacidad de la planta: 600 tpd; cadencia de operación: 180.000 tpa

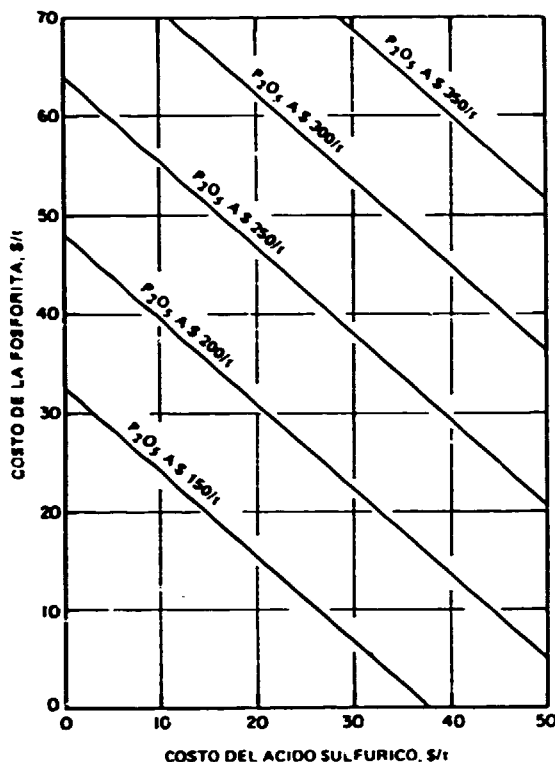
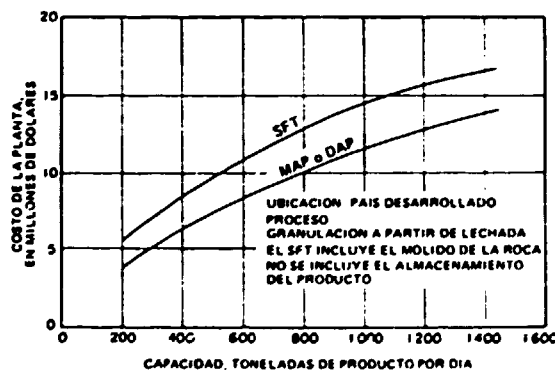


Figura 23. Costo estimado de las plantas para la producción de SFT, MAP y DAP



rara vez producen un solo producto. En un complejo orientado hacia la exportación se pueden fabricar diversos productos para abastecer a diferentes mercados: ácido fosfórico, MAP no granular, MAP granular, DAP y SFT, por ejemplo, o alguna combinación de estos productos. Cuando se destinan a los mercados internos, los productos pueden ser cualquiera de los mencio-

nados más arriba, o, con gran frecuencia, una serie de fertilizantes compuestos. En este capítulo se consideran dos tipos de complejos: el de ácido sulfúrico-ácido fosfórico-SFT; y el de ácido sulfúrico-ácido fosfórico-DAP. Con cambios poco importantes, este último complejo podría producir también MAP granular. El costo estimado de inversión correspondiente a estos complejos se indica en la tabla que figura a continuación, así como en la figura 24.

	Costo, millones de \$			
	200	400	600	800
<i>P. O. en el DAP, tpd</i>				
Planta de ácido sulfúrico	9,6	14,2	18,5	22,7 ^a
Planta de ácido fosfórico	12,6	20,0	25,4	29,7
Planta de DAP	7,1	10,9	13,6	17,4 ^b
Almacenamiento del producto	1,1	2,3	3,4	4,5
Total del complejo de DAP	30,4	47,4	60,9	74,3
<i>P. O. en el SFT, tpd</i>	274	548	822	1 096
Planta de SFT	10,9	15,6	22,1 ^b	25,0 ^b
Almacenamiento del producto	1,6	3,1	4,7	6,1
Total del complejo de SFT ^d	34,7	52,9	70,7	83,5

^aSuponiendo que se disponga de dos unidades de ácido sulfúrico

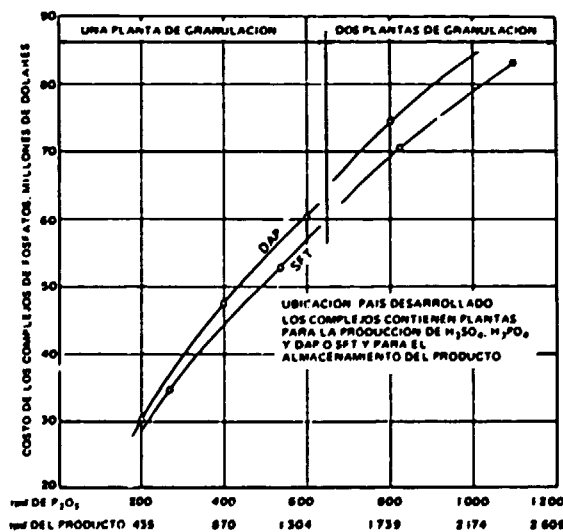
^bSuponiendo que se disponga de dos unidades de granulación

^cNo incluye el terminal para el NH₃ ni las instalaciones de almacenamiento del mismo

^dIncluye las instalaciones de producción de H₂SO₄ y H₃PO₄, más arriba indicadas

El costo de producción estimado del DAP o del SFT en un complejo de fosfatos se ha calculado sobre la base de los datos que figuran en los capítulos precedentes y en el actual

Figura 24. Costo estimado de los complejos de fertilizantes fosfatados



utilizando el costo de capital estimado que se representa en la figura 24. En este cálculo, los gastos administrativos y diversos se añadieron al producto final sólo (no a los productos intermedios). Además se supuso que el vapor estaba más o menos en equilibrio para todo el complejo, por lo que no se imputó ninguna partida de cargo ni de crédito para el vapor. En el caso básico se trataba de producir 400 toneladas diarias de P₂O₅ como ácido fosfórico, con una producción de 870 toneladas diarias de DAP o 1.191 toneladas de SFT. Las necesidades de materias primas se ajustaron para tener en cuenta una pérdida del 3% de P₂O₅ en la conversión del ácido fosfórico en el producto final. Los cálculos correspondientes al caso básico se resumen en el cuadro que se da a continuación:

COMPLEJO DE FOSFATOS, CASO BÁSICO
(400 tpd de P₂O₅ como H₃PO₄)

Costo de capital, DAP: 47,4 millones de dólares;
SFT: 52,4 millones de dólares
Cadencia de producción, DAP: 870 tpd, 261.000 tpa;
SFT: 1.191 tpd, 357.300 tpa

	\$ (tonelada producto)	
	DAP (18-46-0)	SFT (16-46-0)
Azufre, \$50/t	22,38	16,35
Fosforita, \$20/t	30,51	30,27
Amoníaco, \$120/t	26,88	—
Total por materias primas	(79,78)	(46,62)
Servicios, combustible, suministros, etc.	7,22	6,54
Costos relacionados con la mano de obra	10,20	7,97
Costos relacionados con el capital	32,09	26,16
Total parcial	129,29	87,29
Gastos administrativos y diversos, 5%	6,46	4,36
Costo de producción	135,75	91,65
Rendimiento de la inversión, 10%	18,16	14,67
Precio de fábrica (a granel)	153,91	106,32

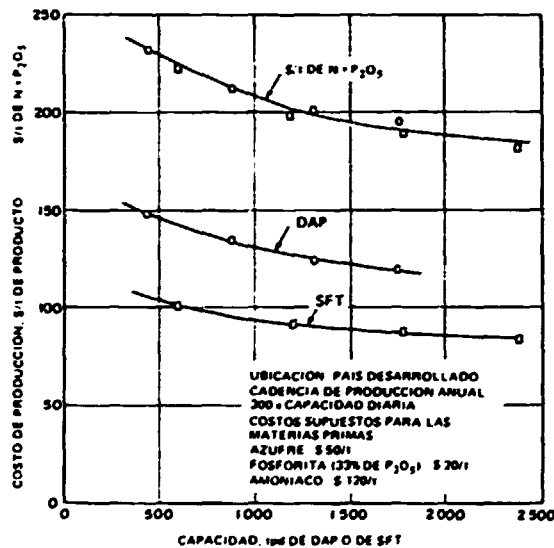
En el caso básico arriba indicado, los costos relacionados con la mano de obra y con el capital son más elevados, por tonelada de producto, para el DAP porque los cálculos se basan en la misma cantidad de aportación de P₂O₅ como ácido fosfórico. El aporte de P₂O₅ adicional como fosforita, en el caso del SFT, se traduce en una escala de operaciones más amplia y en una mayor producción de P₂O₅. El aumento de la escala de operaciones reduce los costos por tonelada de producto del SFT en relación con el DAP.

Otro método posible de comparación sería el de basarse en la misma producción del P₂O₅ producto. En este caso, se requeriría menor aportación de ácido fosfórico para el SFT que para el DAP, y los costos unitarios para el ácido fosfórico aumentarían. Comparaciones de este

tipo se han efectuado en los capítulos XIV y XVII.

El costo de producción se calculó para plantas con capacidades de entre 200 y 800 toneladas diarias de P₂O₅ como ácido fosfórico, lo que daría 200-800 tpd de P₂O₅ como DAP o 274-1.096 tpd de P₂O₅ como SFT. Los resultados se muestran en la figura 25, expresados como costos de producción por tonelada de producto y por tonelada de nutriente (N + P₂O₅). Por coincidencia, los costos de producción por tonelada de nutriente son aproximadamente iguales para el SFT y para el DAP, y se representan con una sola línea. Sin embargo, hay que señalar que esta coincidencia depende del costo que se ha supuesto para las materias primas, en particular el azufre y el amoníaco (se requiere aproximadamente la misma cantidad de fosforita para cada uno de estos dos productos). El costo de las materias primas supone aproximadamente la mitad del costo de producción de ambos productos en la estimación utilizada para el caso básico. Un 50% de aumento de los costos relacionados con el capital, aumento que podría ocurrir en algunos países en desarrollo, recargaría en unos 16 dólares

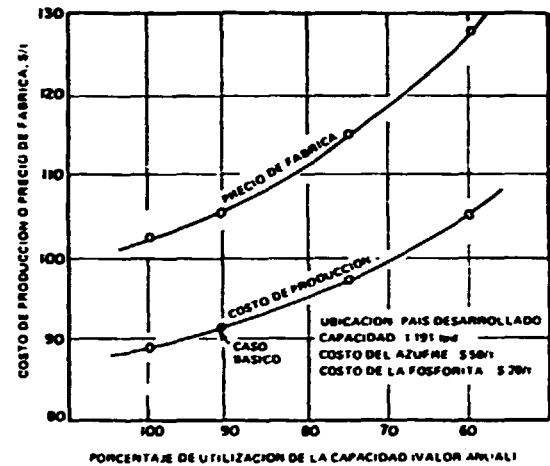
Figura 25. Estimación del costo de producción de DAP o SFT en un complejo de fosfatos



por tonelada el costo de producción del DAP o en unos 13 el del SFT. El costo de producción por tonelada de nutriente (N + P₂O₅) no es buena base para la comparación de los méritos relativos del DAP y el SFT. Los criterios aplicables a la comparación de estos productos y de otros se discutieron en los capítulos XIV y XVII.

En la figura 26 se representa la influencia del índice de utilización de la capacidad en el costo de producción y en el precio de fábrica del SFT producido en un complejo de fosfatos ubicado en un país desarrollado. Los cálculos se basaron en una capacidad de 1.191 toneladas diarias de SFT, lo cual corresponde a una capacidad de ácido fosfórico de unas 400 toneladas diarias de P₂O₅.

Figura 26. Influencia de la utilización de la capacidad en el costo de producción y el precio de fábrica del SFT (a granel, con 46% de P₂O₅). Corresponde a un complejo con instalaciones para la producción de ácido sulfúrico, ácido fosfórico y SFT (proceso de granulación a partir de lechada)



F. Otros productos fertilizantes

Los factores económicos de la producción de otros productos fertilizantes se han discutido en capítulos anteriores, dentro de las limitaciones que imponen los datos disponibles, y no se repetirán aquí.

XXVI. Problemas que enfrenta la industria de los fertilizantes en el ámbito mundial

La ONUDI organizó en enero de 1977 una consulta de ámbito mundial sobre la industria de los fertilizantes para discutir las maneras de incrementar la producción de fertilizantes en los países en desarrollo y considerar los problemas que la industria enfrenta. La finalidad del presente capítulo es la de informar sobre algunos de los problemas identificados en dicha reunión y dar algunas sugerencias en cuanto a la forma de abordarlos.

A. Necesidad de aumentar la producción de fertilizantes

Es un lugar común decir que para aumentar la producción agrícola se requiere esencialmente la adición de nutrientes de las plantas al suelo. Sería algo así como decir que los seres humanos necesitan alimento para sobrevivir y mejorar su salud. A juzgar por las estimaciones efectuadas, el orden de magnitud aproximado del aumento en el uso de todos los nutrientes fertilizantes (NPK) que puede esperarse en el período 1975-2000, en comparación con el logrado en los 25 años anteriores, es el siguiente:

	1950	1975	2000
	<i>Población</i> (miles de millones)		
Países desarrollados	0,86	1,13	1,35
Países en desarrollo	1,64	2,84	4,89
Total mundial ^a	2,50	3,97	6,24
	<i>Uso de fertilizantes,</i> <i>millones de toneladas</i> <i>de NPK</i>		
Países desarrollados	13	62	171
Países en desarrollo	1	20	92
Total mundial ^a	14	82	263
	<i>Uso de fertilizantes,</i> <i>kg por habitante</i>		
Países desarrollados	15	55	126
Países en desarrollo	0,6	7	19
Total mundial ^a	—	—	—

^aEn el capítulo II se dan más detalles sobre las proyecciones, incluida la cadencia de aplicación, en kg/ha

Esta estimación indica que el consumo de fertilizantes en los países desarrollados será, para el año 2000, unas 2,8 veces superior al de 1975; el consumo de 1975 fue 4,8 veces superior al de 1950. En los países en desarrollo, se calcula que el consumo aumentará 4,6 veces de 1975 al año 2000. Sin embargo, habida cuenta del aumento de población estimado, el consumo de fertilizantes por habitante en los países en desarrollo (incluida la China) en el año 2000 será de tan sólo 2,7 veces el nivel de 1975. La intensidad de aplicación —en kg por hectárea— que se espera para el año 2000 es de 332 y 83 para los países desarrollados y en desarrollo, respectivamente. La estimación se basa en la demanda proyectada, no en las necesidades que corresponderían a la provisión de los niveles más elevados de nutrición que el aumento de población requeriría. Las necesidades basadas en el aumento de la población y de las exigencias en materia de nutrición pudieran muy bien ser más elevadas.

En 1975, los países en desarrollo consumieron aproximadamente el 30% del N y el 22% del P₂O₅ suministrados por la industria mundial de fertilizantes; sin embargo, sólo produjeron dos tercios de este fertilizante por sí mismos y aportaron sólo el 18% de la producción mundial de N y un porcentaje menor todavía de los fertilizantes basados en el P₂O₅.

Para el año 2000, la estimación sugiere que los países en desarrollo consumirán unos 92 millones de toneladas de nutrientes fertilizantes o sea aproximadamente el 35% del consumo mundial. Se sugirió que los países en desarrollo establecieran una meta mínima para la elevación de la producción de fertilizantes que bastara para atender sus necesidades para el año 2000, o antes de ser posible. El informe no daba a entender que cada país en desarrollo tuviera que ser autosuficiente en la producción de fertilizantes sino solamente que los países en desarrollo, globalmente considerados, establecieran una meta de autosuficiencia.

De las discusiones arriba indicadas, se desprende con claridad que tanto si se prevé una cifra más alta o más baja para la demanda mundial de NPK en el año 2000, es necesario producir y utilizar más fertilizante.

B. Dificultades de infraestructura

Los problemas que enfrenta la industria de los fertilizantes en el ámbito mundial, particularmente en los países en desarrollo, se discutieron detalladamente en la Primera y Segunda Consultas sobre la Industria de los Fertilizantes organizadas por la ONUDI en enero de 1977 y noviembre de 1978, respectivamente. El consenso a que se llegó se refleja en los párrafos siguientes [1].

La Reunión de Consulta reconoció que el importante programa de construcción de plantas de fertilizantes en los países en desarrollo, que había comenzado ya, requería el desarrollo de una infraestructura adecuada. La Reunión de Consulta examinó diversos aspectos de la planificación de la infraestructura, a saber:

1. Infraestructura de transporte (carreteras, líneas férreas, instalaciones portuarias, material ferroviario rodante y barcos);
2. Infraestructura de servicios públicos (abastecimiento de energía y de agua y sistema de drenaje y alcantarillado);
3. Infraestructura para el suministro de materias primas (materias primas esenciales, y en particular sustancias de alimentación);
4. Infraestructura de comercialización (instalaciones de almacenamiento y red de distribución para que el producto pueda llegar hasta las explotaciones agrícolas);
5. Infraestructura para el suministro de servicios de extensión agrícola y la implantación de modernas prácticas agronómicas;
6. Infraestructura humana (aptitudes empresariales y de gestión y personal especializado en cuestiones técnicas y en mantenimiento);
7. Infraestructura para cuestiones de política (el amplio marco de la planificación gubernamental, la legislación y las políticas económicas y de fijación de precios).

La Reunión de Consulta estimó que la construcción de plantas de fertilizantes se vería enormemente facilitada si se dispusiera de una infraestructura integrada por diversos elementos, que comprendiera los tipos antes descritos. Por consiguiente, al ubicar las plantas de fertilizantes en los países en desarrollo, convendría emplazarlas en las zonas en que ya existiesen instalaciones de infraestructura. Al considerar el emplazamiento concreto de plantas en países en desarrollo, debía tenerse en cuenta la infraestructura local.

La Reunión de Consulta hizo hincapié en la necesidad de establecer una infraestructura integrada; sin embargo, estimó que ésta no podía

crearse exclusivamente en función de la industria de los fertilizantes. La infraestructura formaría parte integrante de la planificación y el desarrollo globales internos, y tendría que servir de apoyo a diversas industrias dentro de los planes regionales y nacionales.

La Reunión reconoció que no se debía permitir que la falta de infraestructura disuadiera de establecer plantas. Por otra parte, la Reunión estimó que el establecimiento de plantas contribuiría al desarrollo económico global de las zonas menos desarrolladas y estimularía la creación de una infraestructura.

Considerando los costos que entrañaba el establecimiento de una infraestructura, y la necesidad de producir fertilizantes baratos que estuvieran al alcance del agricultor, la Reunión de Consulta estimó que no sería correcto esperar de los proyectos de fabricación de fertilizantes que soportaran todo el peso de los costos de infraestructura. Era necesario definir y delimitar claramente los elementos de infraestructura que debían correr a cargo del Estado y las entidades públicas y que, por lo tanto, debían financiarse con cargo al erario público, y los elementos de infraestructura que estaban directamente relacionados con los proyectos de fertilizantes.

La Reunión reconoció que las circunstancias y prácticas imperantes en los distintos países en desarrollo no serían idénticas y que, por lo tanto, la delimitación de las responsabilidades correspondientes al Estado y a los proyectos deberían ajustarse a las circunstancias locales. Sin embargo, se consideró que, en general, los poderes públicos debían tomar a su cargo la infraestructura básica material, de transportes y de servicios públicos, hasta llegar a los límites del emplazamiento. Correría a cargo del proyecto la infraestructura de comercialización y la relativa al medio ambiente, incluida la eliminación de efluentes. Con respecto a la creación de la infraestructura humana, la responsabilidad estaría compartida, a saber: el Estado proporcionaría los servicios básicos de capacitación y desarrollo, y los proyectos asumirían la función de formar al personal especializado necesario para las plantas de fertilizantes.

La Reunión de Consulta estimó que la delimitación debía efectuarse de manera que se redujeran, en lo posible, los costos de capital de los proyectos de fertilizantes y, por ende, los costos de producción.

La Reunión de Consulta recaló la necesidad de establecer una infraestructura para cuestiones de política claramente definida y sugirió que los países en desarrollo elaboraran un sistema de leyes, reglamentaciones y políticas económicas y de planificación que facilitase el crecimiento de la industria de los fertilizantes.

La Reunión de Consulta reconoció que el desarrollo de las aptitudes humanas era un elemento importantísimo. Sugirió que el personal directivo y los trabajadores participasen en todas las etapas de concepción, planificación y ejecución del proyecto. La Reunión de Consulta sugirió además que se incluyesen también medidas relativas a la salud y la seguridad de los trabajadores y a la protección del medio ambiente, y que se observasen debidamente las disposiciones de los convenios pertinentes de la Organización Internacional del Trabajo (OIT).

La principal recomendación fue la de que se debía procurar reducir los gastos de infraestructura repartiéndolos entre los proyectos de fertilizantes y las autoridades del Estado y de otras entidades públicas. Las ventajas y la reducción de costos que supone la construcción de fábricas de fertilizantes de gran tamaño y ubicación central con las que abastecer a unidades satélites; y las de añadir nuevas capacidades a proyectos existentes en lugar de iniciar plantas en terrenos "virgenes" desde el punto de vista industrial se discute más adelante.

C. Demoras en la construcción y puesta en producción de proyectos de fertilizantes

Durante los últimos pocos años se han efectuado importantes trabajos de estudio, investigación y desarrollo para encontrar maneras de reducir las demoras de la construcción y puesta en funcionamiento, en régimen de plena capacidad, de nuevos proyectos de fertilizantes. La experiencia muestra que el tiempo que transcurre desde la fecha en que se obtienen recursos financieros y se pasan los pedidos hasta la fecha en que se inicia la producción en un proyecto para una fábrica de amoníaco con 1.000 toneladas diarias de capacidad y una planta de urea de 1.650 toneladas diarias es de 2 años en un país desarrollado, mientras que alcanza unos 4 años en un país en desarrollo. El tiempo que transcurre entre los estudios de viabilidad, publicación de licitaciones y análisis de las solicitudes, preparación de un proyecto susceptible de encontrar apoyo bancario, evaluación de los rendimientos económicos y sociales hasta el momento en que se obtienen los recursos financieros y se encarga el equipo es de entre uno y tres años. Es decir, que transcurren entre 5 y 7 años entre el estudio de viabilidad y la primera puesta en marcha de la producción de ensayo. La experiencia en los países en desarrollo en relación con muchos proyectos basados en el gas natural o en la nafta es que, durante el primer año de funcionamiento la producción es sólo el 60% de la capacidad nominal; del 70% el segundo año, y así sucesivamente. Las plantas basadas en

la hulla pueden tener historiales todavía peores. Es muy raro ver que un proyecto, en un país en desarrollo, alcance el 100% de la capacidad nominal en el primer año de producción, mientras que en los países desarrollados los proyectos alcanzan a menudo, aunque no siempre, el 100% de su capacidad en el primer año. Se han sugerido diversas medidas para reducir la demora que se observa en los países en desarrollo y evitar así las pérdidas debidas no sólo a la inmovilización de capital sino también a las pérdidas de producción, que suponen un lucro cesante con relación al ingreso por los productos que se exportarían o, en los países de gran demanda, una sangría de los recursos de divisas destinados a la importación de fertilizantes.

Otros motivos con que se trata de explicar la demora que se observa en los países en desarrollo son los retrasos en el suministro de equipo local; la falta de disponibilidad de mano de obra capacitada; y los problemas relacionados con el suministro de la energía eléctrica, agua y las materias primas. En las ubicaciones en zonas "virgenes" o muy apartadas se originan serios problemas de infraestructura y el transporte puede constituir un punto de estrangulación.

Por consiguiente, es lógico preguntarse, en los países en que ya hay proyectos de fertilizantes en funcionamiento, si no se podría reducir considerablemente la demora de construcción y de montaje haciendo que las unidades existentes, que ya cuentan con una infraestructura y un personal capacitado, sufriesen ampliación o se les autorizase a construir unidades paralelas adicionales. En todo caso, las fábricas en "zona virgen" se estima cuestan aproximadamente un 40% más que otras plantas, si se construyen capacidades paralelas o se amplían las existentes en los emplazamientos de fábricas ya conocidos. Ahora bien, a la economía en tiempo de construcción y en costo que se obtiene con las plantas existentes debe contraponerse el aumento del costo del transporte del producto a una zona de mercado más amplia.

D. Plena utilización de las capacidades existentes

Uno de los problemas más importantes que enfrentan los proyectos de fertilizantes en los países en desarrollo es la subutilización de las capacidades existentes. Se ha calculado que si los proyectos existentes utilizaran plenamente sus capacidades, los países en desarrollo, considerados en grupo, serían autosuficientes, o poco menos, en fertilizantes nitrogenados.

Existen diversas razones para que una planta de amoníaco y la planta de urea asociada que utilicen tecnología moderna no puedan alcanzar y

mantener el 100% de utilización de la capacidad nominal. Las razones son de orden interno y también de orden externo.

Las razones internas son las siguientes:

1. Problemas debidos a defectos en el diseño de la planta y a insuficiencias del equipo:

Una de las principales precauciones que hay que tomar al establecer plantas de fertilizantes es diseñarlas a base de un análisis minucioso de los datos básicos. Una planta mal concebida o defectuosamente diseñada tendrá problemas de funcionamiento. Se recalca la necesidad de preparar estudios de viabilidad e informes sobre proyectos para garantizar la viabilidad y eficiencia de las plantas de fertilizantes que se instalen. A los estudios e informes debe seguir la selección de contratistas prestigiosos, la adopción de tecnologías de eficacia comprobada y la cuidadosa preparación de documentos de licitación y contratos correctos.

2. Problemas debidos a mantenimiento defectuoso:

La Reunión tomó nota de que una de las claves para aumentar la utilización de la capacidad y la eficiencia operacional era un sistema regular de mantenimiento preventivo, respaldado por mano de obra calificada y una disponibilidad continua de piezas de repuesto. La reunión opinó que contratistas e ingenieros consultores debían ayudar a los agentes de compras a establecer calendarios de mantenimiento, y proporcionar listas de repuestos críticos que debían mantenerse en existencia. Debido a dificultades para obtener tales repuestos, los países en desarrollo debían procurar, con asistencia de los contratistas, que sus talleres estuviesen equipados de tal modo que los repuestos se pudieran fabricar localmente, siempre que fuese posible. Los países en desarrollo debían también abreviar los trámites necesarios para la importación de los repuestos que se requiriesen con urgencia.

3. Problemas causados por la capacitación inadecuada de los operarios y del personal de mantenimiento:

La Reunión de Consulta reconoció que era imperativo establecer una mano de obra calificada para garantizar el funcionamiento eficiente de las plantas de fertilizantes. Esa mano de obra incluiría personal de gestión, operarios y personal de mantenimiento. Sería necesario capacitar al personal con bastante antelación a la puesta en marcha de las fábricas. También sería preciso contar con un sistema de capacitación continuado.

4. Suministro inadecuado y precios elevados de las materias primas y repuestos.

Las razones externas son las siguientes:

1. Limitaciones del mercado:

La Reunión tomó nota de que la capacidad podía quedar subutilizada si no se hacían arreglos adecuados para la comercialización local, regional o internacional del producto. El problema reviste especial importancia para los países en desarrollo, que están instalando capacidad principalmente con miras a la exportación.

2. Infraestructura insuficiente:

Los factores más importantes que influyen en la obtención de un índice elevado de utilización de la capacidad en muchos países son los estrangulamientos en el transporte y en el almacenamiento, la insuficiencia e irregularidad en el suministro de energía eléctrica, y, asunto de gran importancia, el suministro de agua de buena calidad. Se ha comunicado que la mala calidad del agua desmineralizada utilizada para la alimentación de calderas y el enfriamiento de circuito cerrado reduce la eficiencia de las turbinas y de los intercambiadores de calor. Una medida acertada que se está tomando en muchos países en desarrollo es el disponer unidades de generación de energía propias para los proyectos de fertilizantes a fin de contar con un suministro seguro de energía eléctrica.

3. Precios cíclicos y poco equitativos de los fertilizantes:

En los países en desarrollo con gran demanda interior, salvo en el caso de que los precios de los cereales reporten a los agricultores que utilizan fertilizantes un rendimiento económico razonable, y de que los fertilizantes lleguen al gran número de agricultores que trabajan a nivel de subsistencia y que rara vez los usan, o los usan de modo insuficiente o ineficaz, la demanda de fertilizantes no aumentará.

E. Procedimientos de contratación

El Seminario Técnico sobre Métodos de Contratación y Planes de Seguros para las Industrias de Fertilizantes y Productos Químicos celebrado recientemente en Lahore (Pakistán), del 25 al 29 de noviembre de 1977 (véase el documento ID/WG.259/26), puso de relieve los procedimientos de contratación encaminados a obtener la construcción y funcionamiento eficaces de plantas de fertilizantes. Muchos países que piensan construir fábricas de fertilizantes no saben bien cómo

proteger sus intereses. Aunque las garantías, las multas, las primas y las responsabilidades en caso de rotura de la maquinaria durante el primer año de funcionamiento, así como los procedimientos de arbitraje, son bien conocidos para los países que cuentan con una larga experiencia, es necesario identificar las desventajas que pueda haber y corregirlas desde un principio.

Una cuestión importante que vienen considerando la ONUDI y otros organismos de las Naciones Unidas es la de cómo compensar a un proyecto de fertilizantes de gran magnitud, que cueste por ejemplo 200 millones de dólares, por las pérdidas consecuenciales que experimente por cualesquiera causas, mediante un sistema de seguros en el que tomen parte el comprador, el vendedor, los países involucrados y las instituciones financieras. Las compañías de seguros comerciales dudarán en entrar en ese terreno y dar precios de primas, salvo que se puedan identificar con exactitud la razón y la responsabilidad de las pérdidas. Es indudable que las primas serán elevadas, y que la determinación de la causa de las pérdidas consecuenciales y de la correspondiente responsabilidad es difícil y requiere mucho tiempo.

Se ha sugerido también otro enfoque, consistente en crear un fondo supervisado por un organismo internacional al que pagarían una prima todos los proyectos de fertilizantes que se construyen en el mundo. El fondo compensaría a cualquier proyecto que sufriese pérdidas consecuenciales debidas a incumplimiento de cualquiera de las partes. Es un enfoque que no tiene nada de fácil pero que merece consideración. Cabe señalar que, mientras muchos países desarrollados cubren las inversiones y préstamos que ellos o sus contratistas hacen a los países en desarrollo, los compradores de países en desarrollo no tienen garantía de que las cuantiosas sumas que invierten producirán bienes y beneficios conforme a lo previsto. A este respecto, se sugirió que la protección respecto de las pérdidas consecuenciales es también responsabilidad, y debe ser un objetivo, de los países suministrantes y de las instituciones financieras, que han de cuidar de que se haga un uso productivo de su dinero y de sus servicios.

F. Crecientes costos de capital y de materias primas

Hace cinco o diez años, se podía instalar una planta de amoniaco de 1.000 toneladas diarias y una de urea de 1.700 toneladas diarias en un país en desarrollo por unos 90-100 millones de dólares. Los costos actuales pueden oscilar entre 180 y 330 millones de dólares, según lo apartado de la ubicación y la magnitud de los trabajos de

desarrollo e infraestructura necesarios. También los costos de las materias primas han aumentado fuertemente, sobre todo los de los materiales de partida importados para la producción de amoniaco.

Para los países en desarrollo que ya han construido instalaciones de fabricación de fertilizantes de gran magnitud, una forma de reducir las inversiones totales en nueva capacidad de producción de fertilizantes es la de construir esas capacidades disponiéndolas en paralelo a otras ya existentes o junto a las mismas. Estas unidades existentes ya cuentan con mano de obra capacitada, infraestructura, experiencia en comercialización y almacenamiento, disponibilidad de materias primas y, sobre todo, cuadros de mando capacitados y bien informados. Con todo, ha de tenerse en cuenta el costo de transportar y de comercializar los productos. La ampliación de la producción en los lugares existentes entrañará mayores gastos de comercialización que la dispersión de los puntos de producción por las distintas zonas de mercado. Así pues, es probable que la elección depende del sistema de transporte y de distribución con que se pueda contar (véase el capítulo XXIV).

G. Financiación

Se ha dicho a menudo que un proyecto de fertilizantes viable y bien concebido, ya sea orientado hacia la exportación o hacia el mercado interno, no tropezarán con dificultades para obtener financiación bilateral, multilateral o internacional. Esto queda bien demostrado por manifestaciones realizadas al respecto por el Banco Mundial, el Banco Asiático de Desarrollo, la institución alemana Kreditanstalt für Wiederaufbau, etc.

Por consiguiente, cabe asegurar tranquilamente que para los países "solventes" la construcción de grandes instalaciones de producción de fertilizantes no supone un problema en cuanto a la financiación se refiere. Pero no ocurre así en el caso de los llamados "países poco solventes" o países que carecen de litoral o son insulares y no cuentan con materias primas baratas, know-how o gran demanda interna. Muchos de estos países quieren construir fábricas de amoniaco con capacidades de entre 100 y 300 tpd utilizando fuel oil, hulla, energía eléctrica u otras materias primas disponibles. Les resulta difícil encontrar recursos financieros en condiciones asequibles y la cooperación de empresas de ingeniería y de construcción que estén dispuestas a emprender y construir esos proyectos. Las empresas que estarían dispuestas a ayudar desean obtener altas tasas de rendimiento, y el costo que supone para

tales países es desproporcionadamente elevado. Estos son los países que necesitan asistencia regional, interregional e internacional.

H. Indole cíclica de los precios de los fertilizantes en el mundo

Este es un fenómeno que todos conocemos bien. Muchos expertos predicen que en este momento atravesamos uno de esos ciclos. Después de las experiencias traumáticas de 1974 y 1975, en que el precio FOB de la urea llegó hasta los 300 dólares por tonelada y la posición del suministro en el mundo entero empeoró, tanto los países desarrollados como los países en desarrollo desean que los precios —asi como la oferta y la demanda— permanezcan a niveles razonables.

Para lograr un perfeccionamiento sostenido de la demanda efectiva y el uso de fertilizantes en los países en desarrollo, es necesario contar con una relación ventajosa entre el precio de los cereales y el de los fertilizantes. En muchos países en desarrollo no se pueden subir los precios de los cereales destinados a alimentación porque el poder adquisitivo de la inmensa mayoría de la población está estacionado. Por consiguiente, hay que mantener los precios de los fertilizantes a un nivel razonable. Además, hay que mejorar los rendimientos unitarios, y convencer a mayor número de agricultores de que usen fertilizantes y otros insumos no sólo mediante la concesión de créditos, la realización de demostraciones y la disponibilidad de fertilizantes a precios razonables sino también obteniendo precios razonables para los productos agrícolas.

Como es bien sabido, la Conferencia de las Naciones Unidas sobre Comercio y Desarrollo (UNCTAD) y la FAO están discutiendo la cuestión de las existencias reguladoras no sólo para los productos agrícolas sino también para los insumos de la agricultura, tales como los fertilizantes. Los planes de igualación de precios o de constitución de fondos para la estabilización de productos básicos son también un resultado de las negociaciones Norte-Sur celebradas recientemente en París.

Tanto la FAO como la ONUDI han propuesto planes de opción de compra a largo plazo para asegurar un suministro adecuado de fertilizantes a los países en desarrollo, sobre todo a los que más seriamente afectados se ven por la escasez de fertilizantes. El "Plan optativo" de la ONUDI para los fertilizantes funcionaría en la forma siguiente. Cada país desarrollado o las compañías u organizaciones de países tales como el Japón, los Estados Unidos y Europa se comprometen a entregar cierto porcentaje de su producción al "Plan optativo". Estas cantidades representarán el exceso sobre la demanda interna.

Los países en desarrollo solicitarán luego cantidades con cargo a ese fondo a precios que se negociarian sobre una base a largo plazo pero con mutua comprensión en lo que se refiere a subidas futuras. En semejante plan, los países desarrollados podrían hacer funcionar sus instalaciones incluso al 110% de la capacidad instalada, mientras que la atención de su demanda interior sólo les exigiría el equivalente del 80% de la capacidad. De esta forma, podrían reducir los costos de producción, mientras que los países en desarrollo contarían con una fuente a precios razonables en la que confiar. Incluso en un futuro previsible, no parece que muchos países en desarrollo puedan encontrarse en condiciones de evitar la necesidad de importar.

I. Transferencia de tecnología y de know-how

Esto nos lleva lógicamente a las cuestiones de la transferencia de tecnología y de know-how. Las tecnologías deben ser apropiadas y el receptor debe poder utilizarlas y perfeccionarlas. El tema viene mereciendo gran atención por parte de la UNCTAD, la ONUDI, el Programa de Ciencia y Tecnología de las Naciones Unidas, el CIDF y muchas otras organizaciones. La tecnología de la producción de fertilizantes es de vital importancia para muchos países en desarrollo, y las condiciones de esa transferencia deben ser equitativas y urgentes. La ONUDI está iniciando un servicio de información técnica y banco de datos y contará para ello con la experiencia de la FAO, el CIDF y el Banco Mundial.

Aspecto importante de este tema es la repercusión que el ejemplo de los países en desarrollo que ya cuentan con tecnología avanzada puede tener en otros países en desarrollo que no han avanzado tanto. La transferencia de tecnología entre países en desarrollo y la cooperación económica entre estos países son, en la actualidad, programas básicos de muchos organismos de las Naciones Unidas. Un buen ejemplo de esto es la producción y uso de catalizadores. Países como la India y México pueden ayudar a muchos otros países en desarrollo. Se dispone de know-how sobre la fabricación de equipo para plantas de fertilizantes y para la transferencia de experiencia en la evaluación y empleo de diferentes tecnologías en la India, en Pakistán, Irán, México y el Brasil, por no citar sino unos cuantos países.

J. Cooperación regional y subregional

Tenemos ejemplo de esta cooperación en el Grupo Andino, el grupo de los países de la ASEAN, etc. Son dignos de mención los esfuerzos

de la India por construir proyectos de fertilizantes o participar en su construcción en la zona del Golfo Pérsico, en Sri Lanka y en Bangladsh, y la propuesta de cooperación entre Filipinas e Indonesia mediante la cual Filipinas se concentrará en los fosfatos e Indonesia en el nitrógeno.

La Reunión de Consulta sobre la industria de los fertilizantes organizada por la ONUDI manifestó lo siguiente [1]:

Cooperación regional

La Reunión de Consulta reconoció que la instalación de plantas de fertilizantes y el establecimiento de una red de comercialización y distribución serían más fáciles en los países en desarrollo que contaran con grandes mercados de fertilizantes. En el caso de países con mercados más pequeños, sería conveniente elaborar planes con miras a la cooperación regional y a una combinación de recursos y de personal calificado. También debía aprovecharse toda oportunidad de lograr una cooperación más amplia entre todos los países en desarrollo.

La Reunión de Consulta examinó los esfuerzos ya realizados, que incluían los acuerdos de cooperación regional del Grupo Andino, la Asociación para el Desarrollo de la Industria de los Fertilizantes de América Latina (ADIFAL), el Sistema Económico Latinoamericano (SELA), la Organización para el desarrollo de la cuenca del Río Senegal (OMVS), la Unión del Río Mano, la Federación Árabe de Productores de Fertilizantes Químicos, el Centro de Desarrollo Industrial para los Estados Arabes (IDCAS), el grupo de países de la ASEAN y la región atendida por la Comisión Económica y Social para Asia y el Pacífico (CESPAP).

La Reunión de Consulta expresó su apoyo a esos esfuerzos. Recomendó su intensificación y que:

1. Se concediera alta prioridad en los programas de esos grupos regionales a la preparación de estudios de viabilidad, el establecimiento de plantas de fertilizantes y la creación de una red de comercialización y distribución dentro de cada región;
2. La ONUDI extendiera su asistencia técnica y profesional a esos esfuerzos cooperativos regionales y proporcionara servicios de consultoría en respuesta a las peticiones que recibiera, y que realizara las actividades complementarias pertinentes en base a las sugerencias formuladas en las Reuniones de Consulta;
3. La ONUDI considerara la posibilidad de prestar asistencia para el establecimiento de

centros de desarrollo regionales dedicados a la industria de los fertilizantes;

4. También se facilitara asistencia técnica y financiera internacional, de fuentes bilaterales y de otra índole, para coadyuvar a esos esfuerzos de grupos regionales.

En conclusión, cabe afirmar que, para elevar la producción agrícola a fin de alimentar a la población mundial, el insumo más importante para la agricultura —a saber, los fertilizantes— ha de producirse para poder entregarlo incluso a los agricultores más pobres al precio más bajo posible. Estos agricultores necesitarán ayuda para usar los fertilizantes con eficacia y elevar así los rendimientos unitarios. Esto contribuirá a mejorar la economía rural y es de esperar que eleve las condiciones de vida de quienes hasta ahora han quedado privados de los beneficios que trae consigo el proceso de desarrollo.

K. Adelantos futuros que pueden reducir el costo de las plantas de fertilizantes o la cantidad de fertilizantes requerida

En muchos países se está realizando una ingente labor de investigación y desarrollo tecnológico que puede traducirse en una reducción de los costos de construcción de las plantas de fertilizantes, en una reducción del tiempo necesario para construirlas, en una reducción del costo de los productos fertilizantes, o en una reducción de la cantidad de fertilizante necesaria. Si bien algunos de estos estudios no están directamente relacionados con la producción de fertilizantes, pueden repercutir en la misma. A continuación se mencionan brevemente algunas de estas novedades.

1. Nuevos métodos para la gasificación o licuación de la hulla

Hay muchos procesos nuevos en diversas etapas de investigación y desarrollo encaminadas a producir combustible líquido o gaseoso a partir de la hulla con mayor eficacia o economía que los procesos hasta ahora conocidos. Parece probable que alguno de estos estudios acabe por traducirse en una reducción del costo de los materiales de partida para la producción de amoníaco o en el descubrimiento de procesos más eficaces para utilizar la hulla como material de partida.

2. Otros combustibles fósiles

Viene recibiendo mucha atención el uso de las arenas y de los esquistos bituminosos. Hay otros estudios orientados hacia la extracción del

metano que se encuentra atrapado en las llamadas "arenas compactas", en las formaciones de esquistos o en las vetas de hulla o disuelto en agua salina en acuíferos sometidos a presión geológica (véase el capítulo V).

3. *Energía nuclear*

Se han propuesto varios planes para utilizar la energía nuclear en la producción de fertilizantes nitrogenados. El perfeccionamiento de los medios de producción de la energía nuclear pudiera conferir más atractivo a estos planes.

4. *Energía de las corrientes oceánicas*

Se han propuesto métodos para utilizar las diferencias de temperatura de las corrientes oceánicas a fin de generar electricidad [2]. Una utilización posible de la energía eléctrica sería la de producir hidrógeno electrolítico para la producción de amoníaco.

5. *Mejor aprovechamiento de los desechos orgánicos*

El empleo más extendido o más eficaz de los desechos orgánicos podría reducir la cantidad de fertilizantes químicos requerida. Quizá una perspectiva más prometedora es la de generar metano como producto de partida para la producción de amoníaco mediante la fermentación anaerobia de desechos orgánicos utilizando los residuos como fuente suplementaria de nutrientes fertilizantes. También se está estudiando la pirólisis de los desechos orgánicos a fin de producir gas combustible como producto de partida para la obtención de amoníaco.

6. *Fijación biológica del nitrógeno*

Gran parte de los abastecimientos mundiales de nitrógeno proceden ya de la fijación bioquímica del nitrógeno en el suelo o en las aguas superficiales. Se están efectuando muchos estudios para aprovechar mejor estos procesos microbiológicos. Uno de los enfoques entraña el desarrollo de nuevas variedades genéticas de plantas que sean capaces de fijar el nitrógeno atmosférico mediante procesos de simbiosis.

7. *Fijación enzimática o catalítica del nitrógeno*

Hay en curso varios estudios para desarrollar métodos encaminados a fijar el nitrógeno por

procesos enzimáticos o catalíticos en condiciones cercanas a la temperatura y presión ambiente. Se han comunicado algunos resultados alentadores, pero aún los más optimistas predicen que se necesitarán entre 10 y 20 años para desarrollar un proceso económico [3].

8. *Uso más eficaz de los fertilizantes nitrogenados*

Probablemente, más de la mitad de los fertilizantes nitrogenados que se aplican a las cosechas se pierde por obra de diversos mecanismos. Se puede mejorar la eficacia de utilización del nitrógeno aplicado mediante técnicas perfeccionadas en cuanto al momento y el lugar en que se colocan los fertilizantes nitrogenados de difusión regulada. Con una mayor eficacia en el empleo del nitrógeno, se reduciría la cantidad necesaria o se elevarían los rendimientos unitarios. Un mejor equilibrio de los nutrientes contribuiría también a un uso más eficaz del nitrógeno, así como de otros nutrientes.

9. *Plantas de fertilizantes prefabricadas o por módulos*

Se han propuesto varios métodos para la construcción de plantas de fertilizantes prefabricadas o compuestas de módulos, y algunos de estos métodos se han utilizado para construir la mayor parte de las plantas en instalaciones industriales donde esos trabajos de construcción se pueden hacer con mayor rapidez, perfección y economía que en ubicaciones alejadas. La planta o módulo se transporta luego al emplazamiento y se monta allí. Si bien la mayoría de las zonas previamente mencionadas de investigación y desarrollo son posibilidades a largo plazo, la prefabricación de las instalaciones de producción viene encontrando ya amplia utilización en muchas esferas y parece factible que se aplique a las plantas de fertilizantes en un futuro próximo. Por lo tanto, parece apropiado examinar con más detalle la viabilidad de prefabricar plantas de fertilizantes, en particular las montadas en barcazas, las montadas en plataformas de transporte o las que se sitúan sobre plataformas oceánicas.

Plantas modulares y montadas sobre plataformas

Una forma evidente de reducir el tiempo de construcción y montaje sobre el terreno es la de construir una planta en forma de unidades o módulos prefabricados en la fábrica del constructor en un país desarrollado, y transportarla luego al punto de destino. Sin embargo, esto no es tan fácil como parece. Las plantas para procesos suelen ser conjuntos complejos de tuberías y

equipo de precisión, como son instrumentos, bombas y otras máquinas rotatorias. El intento de enviar subconjuntos de esta naturaleza (especialmente como cargamento que va sobre cubierta en buques ordinarios) y transportarlos por tierra suele traducirse en considerables daños, con las consiguientes pérdidas de tiempo y de dinero. Además, la transferencia del buque al transporte por tierra suele tropezar con dificultades por falta de aparejos apropiados. Por consiguiente, la adopción del sistema de prefabricación en estas condiciones queda limitada a cargas relativamente ligeras de equipo robusto.

Sin embargo, los contratistas piensan que, utilizando buques, barcazas o vehículos terrestres especialmente contruidos para el transporte de grandes plataformas transbordables montadas sobre ruedas, pueden acarrear módulos prefabricados de hasta 1.000 toneladas de peso. Los módulos pueden construirse a distancias de 2.000 kilómetros o más del lugar de emplazamiento definitivo y remolcarse luego con barcazas de 120 metros de largo por 30 de ancho. Se asegura que, a pesar de los gastos que suponen las barcazas y otros elementos de equipo especiales —como los gigantes tractores todo terreno que pueden remolcar módulos de 750 toneladas a distancias de varios kilómetros tierra adentro y remontar pendientes con una inclinación del 6%— este sistema permite lograr una economía del 10% en el costo total del proyecto en comparación con lo que costaría construir una instalación similar en el emplazamiento definitivo. Ya hay precedentes de instalaciones de gran tamaño construidas en módulos y transportadas de esta forma: centrales energéticas, hornos de reformación, viviendas, torres de refrigeración y calderas. Quizá la operación de modularización de mayor magnitud efectuada hasta la fecha sea la del complejo para el tratamiento de petróleo y de gas que se construye en la bahía de Prudhoe, en Alaska [4] y que supone un costo de 1.600 millones de dólares. Se ha previsto que el 75% del equipo de este proyecto se llevará allí en forma de módulos, algunos de los cuales tendrán una altura de 9 pisos y procederán de astilleros situados a 16.000 kilómetros de distancia del lugar de emplazamiento definitivo. Cabe señalar que, en sí, el principio en que se basan estos envíos de módulos prefabricados de instalaciones para procesos no es nuevo. Hace ya 20 años que los contratistas vienen suministrando pequeñas fábricas de amoníaco "en bloque" de 50-100 tpd de capacidad (véase el capítulo VI). También se encuentran plantas de urea en bloque de la capacidad correspondiente. Estas instalaciones —constituidas por unos 17 subconjuntos que van montados sobre plataformas transbordables y pesan entre 20 y 40 toneladas cada una; y que se conectan al conjunto y entre sí en el lugar de emplazamiento— requieren menos trabajo de

preparación y de construcción civil, y exigen menos espacio.

Las principales ventajas de tales instalaciones son, según indican los contratistas, las siguientes [5]:

1. Permiten atender a las necesidades de las zonas agrícolas alejadas que apenas tienen acceso a las reservas de materias primas de partida (gas natural o nafta).
2. Permiten atender lugares de emplazamiento en que faltan los elementos de infraestructura necesarios para el montaje de la planta, inclusive el equipo requerido, y habría que importarlos.
3. En caso de agotamiento de las materias primas de partida, las instalaciones pueden transportarse fácilmente a otro emplazamiento cercano a una fuente de materias primas.
4. Para este tipo de instalaciones es más fácil obtener una licitación por suma global en un concurso internacional de suministro.
5. Resulta más fácil obtener financiación y seguros, así como la puntualidad en la puesta en marcha de la planta manufacturera.

Además de la aplicación del sistema de plantas montadas sobre plataformas transbordables a las instalaciones de producción de amoníaco y de urea en el campo de los fertilizantes nitrogenados, ha habido contratistas que han construido, en Sudamérica, cierto número de plantas de granulación montadas sobre tales plataformas, con vistas a la fabricación de fertilizantes de NPK [6]. Con estas plantas, cuya capacidad varía entre 5 y 20 tph, se atiende a un centro agrícola regional o a un mercado pequeño logísticamente separado de zonas de producción agrícola, o de mercados, de mayor importancia.

Plataformas

Hace ya muchos años que en las industrias del petróleo, del gas y del azufre vienen utilizándose, con fines de exploración o de producción, elementos de equipo prefabricados contruidos sobre plataformas instaladas en aguas poco profundas. Con el avance de la técnica, se han ido agregando a eso diversas operaciones —como las de separación de gases y líquidos, las de inyección y las de generación de vapor y de energía eléctrica para las necesidades del sistema— y se ha llegado a disponer de unas unidades autónomas de gran tamaño en cuyo recinto se trabaja y se vive. Se han desarrollado diversos métodos para la colocación y la estabilización de estas plataformas. A veces es posible, en aguas someras, montar las plataformas sobre pilotes o dejarlas flotar dentro de los confines de

unos amarres de la debida solidez. Al progresar las operaciones de exploración y producción hacia aguas más profundas y/o más agitadas (por ejemplo, las del Mar del Norte), se han desarrollado nuevas técnicas. Entre estas figuran la de los aparejos semisumergibles, así como la de las barcazas o barcos para elevación por gato, y la de las plataformas que se fijan firmemente en el lecho marino mediante unos grandes "zancos" ajustables. Hay otros tipos consistentes en gigantescas estructuras que se remolcan horizontalmente hasta una zona de producción y luego se voltean y se fijan al fondo. Estos sistemas pueden funcionar ahora a varios centenares de pies de profundidad en aguas agitadas e incluir disposiciones y lugar para almacenamiento de crudos, tratamiento de barros de sondeo, separación de petróleo y gas, generación de energía eléctrica, y vivienda para muchos operarios.

Varias organizaciones han propuesto la utilización de plataformas de este tipo en relación con la producción de amoniaco, urea, metano o GPL de pozos submarinos, ya que el costo de la construcción de tuberías de gran longitud hasta la orilla, y de un muelle para las exportaciones, sería prohibitivo. Los productos se cargarían directamente en buques pequeños o medianos atracados a lo largo de la plataforma, o en grandes buques nodriza que almacenarían el producto hasta la llegada de un carguero grande que se encargase de transportar el producto a granel. Un estudio efectuado recientemente por encargo de varios clientes ha señalado que los pozos submarinos con un caudal de hasta 3,0 millones de metros cúbicos diarios son candidatos posibles para el empleo de estas plataformas. Parece ser que, para disponibilidades de 6,0 millones de metros cúbicos al día o más, el transporte del gas hasta la orilla mediante tubería resulta más económico, si bien esto depende de la distancia a que se encuentre la orilla. Se asegura que las ventajas de montar las plantas de procesos en plataformas de este tipo son mucho mayores que las de transportar los módulos a emplazamientos muy alejados situados en tierra firme.

Barcos y barcazas

En la actualidad se presta gran atención a los aspectos técnicos y económicos de la construcción de grandes instalaciones de procesos (así como de hoteles, hospitales, centrales eléctricas, etc.) sobre barcazas o buques sin motor. El principio que rige en este caso es el mismo que en el de los módulos o las plataformas: maximizar la fabricación en el país del suministrador y minimizar los trabajos de construcción a pie de obra. Esto no impide que haya diversas maneras de enfocar el uso de los barcos y de las barcazas. Por ejemplo: la planta se puede construir sobre una barcaza o en el interior

del casco de un buque que puede luego atracarse cerca de un pozo de gas submarino (o junto a una línea costera si el gas o el producto de partida de que se trate se puede llevar a bordo, desde la costa, por tuberías). Con barcos apropiados, se pueden producir y transportar a tierra o a otros países productos tales como el amoniaco, el metanol, la urea, el GPL e incluso el GNL. Hace uno o dos años se inició una empresa de estas características con el propósito de producir amoniaco y urea a partir de gas natural en la zona indonésica de Bontang, pero se ha abandonado el proyecto por diversas razones. Se basaba el proyecto en instalar en el casco de un antiguo carguero de mineral de 30.000 toneladas una planta de urea con capacidad de 1.700 tpd a la que se suministraría amoniaco obtenido en una planta construida en un buque similar contiguo. Se llegaron a iniciar, en unos talleres europeos, los trabajos de conversión de los buques y de instalación de las plantas para los procesos, pero el proyecto no se llevó a cabo.

Varias organizaciones consideran que construir embarcaciones tipo gabarra proyectadas especialmente para acoger plantas de procesos es mucho mejor que reformar buques corrientes de gran tonelaje y, a la larga, resulta menos costoso y ofrece más flexibilidad. No falta quien asegure que su planta de amoniaco/urea (de 1.700 tpd) montada sobre barcaza tendrá un calado de 4-7 metros una vez puesta en servicio, y que la carga sobre el suelo en cualquiera de sus puntos será sólo de 0,14 kg/cm². Esto permite situarla en aguas profundas o someras, en una zona pantanosa o incluso en tierra firme sin tener que efectuar grandes obras de preparación para los cimientos; además, se puede transportar con facilidad a un nuevo emplazamiento.

Varias empresas de construcciones navales de Alemania, Bélgica, España, Japón, Noruega y Suecia se han asociado a empresas de ingenieros constructores —que cuentan con el know-how de procesos necesario para construir grandes plantas de amoniaco/urea— a fin de ofrecer a los países en desarrollo plantas montadas sobre barcazas [7]. Las razones que aducen en pro de estas fábricas pueden resumirse en la forma siguiente:

1. Se pueden aprovechar recursos submarinos de materiales de partida;
2. Se pueden entregar plantas llave en mano unos dos años antes que por el sistema ordinario;
3. Se pueden ejecutar proyectos en zonas faltas de elementos de infraestructura (con el consiguiente ahorro de tiempo);
4. Mayor facilidad de financiación, es decir, créditos a plazo corto y en condiciones más liberales;

5. Se reduce el costo de construcción y el del margen para imprevistos que hay que dejar cuando se cotiza un precio fijo por la construcción de una planta.

En el proyecto de una planta de amoniaco de 1.000 tpd montada en barcaza se han previsto los siguientes servicios incluidos en las estimaciones dadas más arriba:

1. Una planta para la desalación de 100 tph de agua de mar (la necesidad normal de agua desalada es de 46 tph).
2. Una fuente de suministro de energía eléctrica—constituida por un alternador de 15 MW, impulsado por turbina de vapor— para la planta, que requiere 10 MW para el arranque (se incluye un alternador de emergencia, impulsado por motor diesel, de 2,5 MW).
3. Capacidad para el almacenamiento de 20.000 toneladas de amoniaco, con la posibilidad de duplicar la capacidad si se han de efectuar expediciones.

Para plantas típicas de amoniaco con capacidad de producción de 1.000 tpd y de almacenamiento a bordo de 20.000 toneladas de amoniaco se puede disponer de barcasas de distintos tamaños. Una empresa de construcciones navales logró disponer la planta en una barcaza de 74 m de ancho por 116 m de largo. En algunos casos, la central eléctrica o la planta de desalación del agua de mar pueden instalarse en una barcaza separada, de menor tamaño. Un tamaño típico para una barcaza de éstas, con 1.800 toneladas de desplazamiento y dos unidades de 25 MW es el de 20 m de ancho por 65 m de largo [5].

Un ejemplo reciente de este tipo de construcción es la fábrica de pasta blanqueada para papel kraft, de 750 tpd, construida sobre dos barcasas que han de remolcarse hasta un emplazamiento situado en el río Jari, en el interior del Brasil [8]. Otros (de menor tamaño) incluyen plantas completas de reinyección de gas y de agua remolcadas hasta remotos lugares del Oriente Medio y de otros puntos del globo. Se tiene entendido que algunas empresas de ingeniería de gran importancia están proyectando plantas completas de GNL montadas sobre barcasas.

También se estudia con interés y dinamismo el empleo de plantas montadas sobre barcasas para su ubicación permanente en tierra. Puede que sea necesario, para construir una fábrica grande, contar con varios módulos de barcasas (por ejemplo, uno para cada sección correspondiente a un proceso importante, otro para la central eléctrica, etc.). Estos módulos serían remolcados desde los astilleros del constructor hasta el emplazamiento preparado de antemano. El emplazamiento podría ser un lago artificial somero dispuesto cerca de la costa o de un río; mediante

las maniobras del caso se dispondrían las barcasas en la posición debida y luego el lago se aislaría, desecaría con bombas y se rellenaría de tierra. Otra configuración posible, para casos en que el acceso a una zona del interior resulta difícil y el mar no es muy profundo, es la de construir un malecón (o dos) que se adentre en el mar y dejar flotar las barcasas, o asentarlas en el fondo, en posiciones apropiadas. Existen otras alternativas, según las circunstancias correspondientes.

En el caso de ciertos lugares de ubicación de los proyectos (como algunas zonas del Oriente Medio, por ejemplo) en que no hay mano de obra calificada ni instalaciones portuarias o de aguas profundas adecuadas, quizá se justifique la realización de estudios detallados de los aspectos técnicos y económicos de la utilización de plantas prefabricadas montadas sobre barcasas. Un ejemplo a este respecto es el del proyecto de una gran instalación para fabricar 2.500 tpd de metanol y 1.000 tpd de amoniaco/urea que se piensa construir en el Oriente Medio. Los estudios iniciales (1975-1976) mostraron que los métodos ordinarios de construcción (es decir, los de construcción a pie de obra) ocasionarían un costo de capital no inferior a 500 millones de dólares, o sea un 35% más que el costo de construir una planta comparable en un país desarrollado. Investigaciones preliminares sobre la otra posibilidad propuesta—la de construir la planta sobre 6 barcasas, remolcarlas a su emplazamiento definitivo e instalarlas en una laguna desecada— indicaron que el costo probable no sería superior al de construcción del proyecto a pie de obra en un país desarrollado [9]. Además, la planta, que se ensayaría concienzudamente antes de salir de los talleres del constructor, entraría en funcionamiento un año antes, lo cual elevaría la rentabilidad del proyecto. El acondicionamiento de la laguna y la preparación de las instalaciones locales (almacenamiento del producto, oficinas, carreteras) se harían simultáneamente a la construcción de la planta.

Resumen de las principales ventajas y desventajas

Las ventajas de los módulos son las siguientes:

1. Se puede emprender la labor de construcción en condiciones controladas de calidad y de costo de la mano de obra y de los materiales.
2. Los jornales y los gastos generales suelen ser inferiores cuando los trabajos se efectúan en talleres que si se ha de realizar un trabajo idéntico, y al mismo nivel de calificación de la mano de obra, sobre el terreno.
3. La planificación del trabajo suele ser más fácil en las condiciones propias de los talleres, lo que contribuye a minimizar los costos de mano de obra.

4. Por lo general, los módulos se pueden ensayar concienzudamente antes de enviarlos al emplazamiento definitivo.
5. Se puede asignar a un solo constructor la responsabilidad de toda una planta o de toda una subsección.
6. Se pueden lograr considerables economías en el tiempo y en el costo de la construcción de la planta.
7. Es mucho menos arriesgado organizar la licitación en régimen de suma global para la ejecución de toda una planta o de toda una subsección que en el caso de las unidades montadas sobre el terreno.
8. Con frecuencia, las instalaciones pueden proyectarse dejando abierta, si se quiere, la posibilidad de su futuro desmontaje y traslado a otro emplazamiento.

Las desventajas de los módulos son las siguientes:

1. Para los módulos grandes, hay que alquilar o adquirir equipo especial, tal como barcazas con portones para la entrada y salida de vehículos, plataformas, grúas y tractores.
2. La limitación de peso está actualmente en las 1.000 toneladas, aproximadamente, según los casos.

Las ventajas de las plataformas son las siguientes:

1. Tienen ventajas similares a las de los módulos, además de las que se indican a continuación.
2. La mayor parte de los tipos pueden trasladarse a otro emplazamiento, en caso necesario.
3. Suele disponerse de abundante agua para la refrigeración.
4. La descarga de los efluentes tratados es fácil.
5. Resultan útiles cuando el espacio disponible en la costa está restringido.
6. Eliminan la necesidad de costosas instalaciones portuarias y de carga y descarga de buques.
7. Permiten aprovechar la situación de competencia que reina en la esfera de las construcciones navales y de plantas industriales para realizar el proyecto en un mínimo de tiempo y a un costo mínimo.
8. Los problemas del medio ambiente y del control de la contaminación son menos graves.
9. Las plataformas oceánicas son un medio conocido y probado; por consiguiente, por lo general puede gestionarse sin problemas la financiación y los seguros del proyecto.

Las desventajas de las plataformas son:

1. Puede ocurrir que, durante los periodos de mal tiempo, haya que reducir las operaciones.
2. Requieren frecuentes suministros de alimentos y de efectos navales, que han de traerse en barcos o con helicópteros.
3. La partida de jornales y gastos generales correspondientes a los operarios suele ser más costosa que en el caso de las operaciones en tierra.
4. El costo de la protección anticorrosiva puede ser bastante superior que en caso de las plantas radicadas en tierra firme.

Las ventajas y desventajas de las barcazas flotantes son similares a las de las plataformas, con la diferencia de que aquéllas pueden ser más sensibles al mal tiempo que éstas.

Las ventajas de las barcazas varadas son:

1. Son similares a las de los módulos y las plataformas, especialmente en lo que respecta a las oportunidades de ahorrar tiempo y gastos en comparación con las plantas construidas en un emplazamiento ordinario.
2. Por lo general, se requiere menos trabajo de cimentación que para construir una fábrica en un emplazamiento ordinario.
3. Se pueden proyectar y asentar de forma tal que permita su traslado ulterior a otro emplazamiento.
4. No les afecta el que haya mala mar.

Las desventajas son las siguientes:

1. Pueden requerir considerable trabajo de dragado para construir un canal que una el mar con un emplazamiento en tierra firme.
2. Puede ser necesario construir la planta en varias barcazas para facilitar el remolque y el emplazamiento.

I. Conclusión

Es evidente que la construcción de plantas para procesos y de otras instalaciones mediante las técnicas en que se utilizan módulos, plataformas y barcazas constituyen hoy en día una tecnología probada, que ofrece posibilidades interesantes para muchos países en desarrollo, especialmente los que cuentan con hidrocarburos y otros materiales en las proximidades de un mar o de un río importante.

Merece la pena señalar que los contratistas expertos en estas técnicas subrayan la importancia de proyectar la planta pensando ya, desde un

principio, en que se va a construir por el sistema de módulos, plataformas o barcazas y en su ulterior integración. Los intentos de montar en cualquier plataforma, casco de buque o barcaza que

se encuentre disponible unidades de grandes dimensiones para procesos proyectadas para construcción ordinaria en tierra firme, ocasionarán probablemente unos costos muy elevados.

Referencias

1. *Informe de la primera Reunión de Consulta sobre la Industria de los Fertilizantes*. 1977. Viena (Austria). 17-21 enero. ID/WG.242/8/Rev.1. de 4 febrero 1977.
2. "Maritime and Construction Aspects of Ocean Thermal Energy Conservation (OTEC) Plant Ships." 1976. Applied Physics Laboratory. The John Hopkins University, Laurel, Maryland 20810 (U.S.A.).
3. Chatt, J. 1976. "Nitrogen Fixation—Future Prospects". *Proceedings of the Fertiliser Society* (London), No. 155.
4. Pratt, C. J., and C. Keleti. 1977. "Concept for Floating, Barge-Mounted, Skid-Mounted, and Modular Fertilizer Process Plants". Private communication, December 5.
5. "Realizing the Potential of Small Ammonia Plants." 1976. *Nitrogen*, 100:77-79.
6. "GRANPAK, Fertilizer Granulation Plants." 1978. Fisons, Ltd., Suffolk IP11 71 P, England.
7. Bazin, Christian. 1976. "Une Nouvelle Activité pour les Chantiers Navals: Les Usines Flottantes". *Nouveautés Techniques Maritimes*.
8. "Floating Pulp Mill on the Amazon due for Startup in 1978." 1976. *Pulp Trade Journal*.
9. Verghese, M. C. 1976. "Planning for New Fertilizer Production Facilities". Mission Report UNIDO/IOD.47.

La serie "Desarrollo y transferencia de tecnología", de la ONUDI

Número

- 1. Experiencias nacionales en la adquisición de tecnología (ID/187). Núm. de venta: S.78.II.B.7. Precio: \$8,00 (EE.UU.)
- 2. UNIDO Abstracts on Technology Transfer (ID/189) (Introducción en español, francés, inglés y ruso)
- 3. La fabricación de vehículos económicos en los países en desarrollo (ID/193). Núm. de venta: S.78.II.B.8. Precio: \$3,00 (EE.UU.)
- 4. Manual de instrumentación y control de calidad en la industria textil (ID/200)
- 5. Tecnología para aprovechar la energía solar (ID/202). Núm. de venta: S.78.II.B.6. Precio: \$10,00 (EE.UU.)
- 6. Técnicas audiovisuales para la industria (ID/203)
- 7. Tecnologías procedentes de países en desarrollo (I) (ID/208)
Tecnologías procedentes de países en desarrollo (II) (ID/246)
- 8. Tecnologías de procesos para la fabricación de fertilizantes fosfatados (ID/209)
- 9. Tecnologías de procesos para la fabricación de fertilizantes nitrogenados (ID/211)
- 10. Fábricas de ladrillos: perfil de una industria (ID/212). Núm. de venta: S.78.II.B.9. Precio: \$4,00 (EE.UU.)
- 11. Perfiles tecnológicos de la industria siderúrgica (ID/218)
- 12. Pautas para la evaluación de acuerdos de transferencia de tecnología (ID/233)
- 13. Manual de fertilizantes (ID/250)

En América del Norte, Europa y Japón pueden obtenerse gratuitamente todas las publicaciones arriba enumeradas excepto las marcadas con un asterisco, que en esas zonas se distribuyen, al precio indicado, en una edición para la venta publicada aparte. En el resto del mundo pueden obtenerse gratuitamente todas las publicaciones arriba enumeradas, sin excepción alguna.

Las solicitudes de ejemplares gratuitos deben enviarse, con indicación del título y la signatura (ID/...) de la publicación, a: Redacción, *Boletín Informativo de la ONUDI*, P.O. Box 300, A-1400 Viena (Austria).

Las publicaciones de venta deben encargarse, por título y número de venta, a los distribuidores autorizados de publicaciones de la Naciones Unidas o a una de las oficinas siguientes:

Para Europa
Sección de Ventas
United Nations Office
CH-1211 Ginebra 10
Suiza

Para América del Norte y Japón
Sección de Ventas
United Nations
Nueva York, Nueva York 10017
Estados Unidos de América