



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

08432 - 5

Serie "Desarrollo y transferencia de tecnología"

Núm. 9

**TECNOLOGIAS
DE PROCESOS
PARA
LA FABRICACION
DE FERTILIZANTES
NITROGENADOS**

000810



TECNOLOGIAS DE PROCESOS PARA LA FABRICACION DE FERTILIZANTES NITROGENADOS

Serie "Desarrollo y transferencia de tecnología", núm. 9

**TECNOLOGIAS
DE PROCESOS
PARA LA FABRICACION
DE FERTILIZANTES
NITROGENADOS**



NACIONES UNIDAS
Nueva York, 1980

Las denominaciones empleadas en esta publicación y la forma en que aparecen presentados los datos que contienen no implican, de parte de la Secretaría de las Naciones Unidas, juicio alguno sobre la condición jurídica de ninguno de los países, territorios, ciudades o zonas citados, o de sus autoridades, ni respecto de la delimitación de sus fronteras o límites.

La mención de empresas, productos comerciales y procesos en la presente publicación no entraña juicio alguno sobre ellos por parte de la Organización de las Naciones Unidas para el Desarrollo Industrial (ONUDI); el hecho de que en relación con las tecnologías descritas en el presente volumen no se mencione a una empresa, producto comercial o proceso determinados, no significa desaprobación de los mismos.

El material que aparece en esta publicación se podrá citar o reproducir con entera libertad, siempre que se mencione su origen y se remita a las Naciones Unidas un ejemplar de la publicación en que figure la cita o la reproducción.

Prefacio

La presente publicación, junto con la publicación conexas titulada *Tecnologías de procesos para la fabricación de fertilizantes fosfatados*, pertenecientes ambas a la serie "Desarrollo y transferencia de tecnología", son los dos primeros documentos emanados del Banco de Información Industrial y Tecnológica (INTIB) de la Organización de las Naciones Unidas para el Desarrollo Industrial (ONUDI). El INTIB, uno de los componentes del programa de la ONUDI sobre el desarrollo de tecnología, es una actividad de carácter experimental iniciada en julio de 1977 por un período de 18 meses. Su labor se concentra en cuatro sectores industriales: siderurgia, fertilizantes, agroindustrias, y maquinaria y utensilios agrícolas. Estos sectores tienen también prioridad en otras actividades de la ONUDI, como estudios sectoriales, consultas, negociaciones y proyectos de asistencia técnica.

El concepto del Banco de Información Industrial y Tecnológica (INTIB) tuvo su origen en la Declaración y Plan de Acción de Lima, aprobada en 1975 en la Segunda Conferencia General de la ONUDI, así como en diversas resoluciones de la Asamblea General de las Naciones Unidas, en todas las cuales se preveía este servicio como instrumento esencial para la transferencia, el desarrollo y la adaptación de tecnologías apropiadas. A fin de poder incrementar la participación de los países en desarrollo en la producción industrial mundial del 7% (en 1975) al 25% en el año 2000, objetivo fijado por la Conferencia de Lima, es indispensable que tanto los encargados de adoptar decisiones como las entidades que los asesoran —centros nacionales de información industrial, institutos de desarrollo tecnológico y bancos de inversiones— dispongan de información suficiente sobre nuevas inversiones.

El carácter novedoso del INTIB, en comparación con los servicios de información que normalmente venía proporcionando la ONUDI, consiste en que se ocupa de la selección de tecnologías previamente a su adquisición. El INTIB recurre no sólo a los servicios disponibles en la Sección de Información Industrial, de la que forma parte, sino también a los conocimientos técnicos de especialistas de la División de Operaciones Industriales de la ONUDI y de expertos externos para elaborar la información obtenida de fuentes propias y ajenas en relación con la selección de tecnología. Como resultado de este esfuerzo, la ONUDI puede proporcionar información en previsión de su demanda o en respuesta a solicitudes concretas. Se puede citar como ejemplo la serie de monografías y perfiles tecnológicos en preparación, a la que pertenece el presente volumen, sobre cuestiones que han de tenerse en cuenta al seleccionar una tecnología determinada de entre varias posibilidades.

Entre los "clientes" a los que están destinados los servicios del INTIB, figuran ministerios de industria, institutos de planificación y desarrollo industrial, instituciones tecnológicas de fines múltiples y organismos interesados en la transferencia de tecnología. La finalidad es ayudar a quienes por sus funciones decisorias o de asesoramiento tienen a cargo la selección de tecnología en los cuatro sectores industriales prioritarios seleccionados para la fase experimental.

Si se desea mayor información sobre el INTIB y sus actividades conexas, puede solicitarse por escrito al Jefe de la Sección de Información Industrial, ONUDI, P.O. Box 300, A-1400 Viena (Austria).

La descripción de tecnologías de producción de fertilizantes nitrogenados ha sido preparada por el Sr. V. S. Pillai, en su calidad de consultor de la ONUDI; las opiniones expresadas son las del consultor, y no reflejan necesariamente los puntos de vista de la Secretaría de la ONUDI.

NOTAS EXPLICATIVAS

La palabra "dólares" o el símbolo (\$) se refieren a dólares de los Estados Unidos.

Se utilizan unidades de medida pertenecientes al Sistema Internacional de Unidades (SIU) o cuyo empleo con dicho sistema está aceptado. Tales unidades de medida son, en particular, las siguientes:

t	tonelada métrica
t/d	tonelada métrica por día
bar	bar (1 bar = 10^5 Pa = 0,987 atm = 1,02 kgf/cm ²)

Además de las abreviaturas, símbolos y términos comunes, en la presente publicación se han utilizado los siguientes:

Abreviaturas económicas y técnicas

f.o.b.	franco a bordo
f.o.r.	franco sobre vagón
ppm	partes por millón
TPN	temperatura y presión normales

Siglas de organizaciones

CPI	Chemical Process Industries
FCI	Fertilizer Corporation of India
ICI	Imperial Chemical Industries
IMI	Israeli Mining Industry
SBA	Société Belge de l'Azote et des Produits Chimiques du Marly
TVA	Tennessee Valley Authority

INDICE

	<i>Página</i>
INTRODUCCION	1
GAS DE SINTESIS DE AMONIACO	3
Reformación de la nafta en atmósfera de vapor	3
<i>Proceso ICI</i>	3
Oxidación parcial de aceite mineral	4
<i>Proceso Texaco</i>	4
<i>Proceso Shell</i>	5
Gasificación del carbón	6
<i>Proceso Lurgi</i>	6
<i>Proceso Koppers-Totzek</i>	8
<i>Proceso Winkler</i>	9
Método electrolítico	9
<i>Proceso de Nora</i>	9
AMONIACO	11
<i>Proceso ICI</i>	12
<i>Proceso Kellogg</i>	12
<i>Proceso Topsoe</i>	13
<i>Proceso Montedison</i>	13
UREA	15
Procesos de separación	15
<i>Proceso Stamicarbon</i>	15
<i>Proceso Snam Progetti</i>	17
Procesos de reciclaje total	18
<i>Proceso Chemico</i>	18
<i>Proceso Mitsui Toatsu</i>	19
<i>Proceso Montedison</i>	20
Proceso de reciclaje de separación de gas	21
<i>Proceso CPI/Allied Chemical</i>	21
SULFATO AMONICO	23
<i>Método de neutralización directa</i>	23
<i>Fabricación de sulfato amónico a partir de yeso</i>	24
<i>Gas de horno de coquización</i>	25
CLORURO AMONICO	26
<i>Proceso Ugué Kuhlmann de neutralización directa</i>	26
<i>Proceso Asahi Glass de reciclaje de ceniza de sosa</i>	27
ACIDO NITRICO	29
<i>Proceso Ude</i>	30
<i>Proceso Grande Paroisse</i>	31
<i>Proceso Pintsch-Bamag</i>	31
<i>Proceso Stamicarbon</i>	31

<i>Proceso Weatherly</i>	32
<i>Proceso Chemico</i>	33
<i>Proceso SBA</i>	33
<i>Proceso Uguine Kuhlmann</i>	33
<i>Proceso Fauser-Montedison</i>	34
<i>Proceso C. & I./Girdler</i>	34
NITRATO AMONICO	36
<i>Proceso Kaltenbach</i>	36
<i>Proceso Stamicarbon</i>	37
<i>Proceso SBA</i>	38
<i>Proceso ICI (Nitram)</i>	38
<i>Proceso C. & I./Girdler</i>	39
<i>Proceso Montedison</i>	40
<i>Proceso Uhde</i>	40
<i>Proceso Fisons</i>	41
<i>Proceso Stengel</i>	42
NITROSULFATO AMONICO	43
<i>Proceso Uhde-Hibernia</i>	43
<i>Proceso FCI</i>	44
<i>Otros procesos</i>	44
NITRATO CALCICO-AMONICO	45
<i>Proceso Uhde de granulaci3n en perdigones</i>	45
<i>Proceso Uhde de granulaci3n normal</i>	46
<i>Otros procesos</i>	47
NITRATO SODICO	48
<i>Proceso Guggenheim</i>	48
<i>Proceso del 3xido de nitr3geno</i>	49
NITRATO POTASICO	50
SOLUCIONES NITROGENADAS	51
<i>Agua amoniacal</i>	51
<i>Amoniac + nitrato am3nico</i>	52
<i>Amoniac + urea</i>	53
<i>Amoniac + nitrato am3nico + urea</i>	54
<i>Soluciones de nitrato am3nico y urea sin amoniac</i>	54
<i>Anexo - Lista de empresas</i>	57
<i>Bibliograf3a</i>	61

Introducción

La finalidad de este compendio de los más importantes procesos utilizados para la fabricación de materiales fertilizantes nitrogenados es proporcionar una guía que permita seleccionar tecnologías de procesos para países en desarrollo interesados en iniciar actividades en este sector. Los procesos correspondientes a cada producto se presentan agrupados, y en cada caso se facilita la siguiente información:

Descripción de las operaciones del proceso

Diagrama

Ventajas e inconvenientes respecto de los demás procesos indicados en la misma sección

Propietario, si se trata de procesos patentados

Licenciatarios, si los hubiere

A menos que se indique otra cosa, los derechos a pagar por concepto de conocimientos técnicos

("know-how") relativos a procesos patentados son del 5% aproximadamente del valor f.o.b. o f.o.r. de la planta y del equipo utilizados para la obtención de gas de síntesis de amoníaco, amoníaco o urea (de que tratan las tres primeras secciones), y de alrededor del 3% en el caso de los demás procesos. Las estimaciones de costos (extrapolados a 1977) de instalación de plantas típicas se indican, en la mayoría de los casos, en la introducción de la sección correspondiente a cada producto. Los costos calculados no comprenden los de ningún tipo de servicio.

Podrán obtenerse mayores detalles de los procesos dirigiéndose a las empresas mencionadas en las descripciones, cuyas direcciones figuran en el anexo, y consultando las publicaciones indicadas en la bibliografía. Una de las publicaciones, *World Guide to Fertilizer Processes and Constructors* (quinta edición, 1974), ha servido de fuente para preparar las listas de empresas citadas en este volumen.



Gas de síntesis de amoniaco

Los principales métodos utilizados para la fabricación de gas de síntesis de amoniaco ($3H_2 + N_2$) son los de reformación de hidrocarburos ligeros (nafta) en atmósfera de vapor (se describe un proceso), oxidación parcial de hidrocarburos de pesos moleculares más elevados (aceites minerales; se describen dos procesos) y gasificación del carbón (cuatro procesos). En circunstancias especiales, se utiliza un método electrolítico por el que se obtiene el hidrógeno mediante electrolisis del agua, obteniéndose el nitrógeno por destilación de aire líquido.

En la sección siguiente se indican los costos calculados de las instalaciones y el equipo para la producción de gas de síntesis, así como los correspondientes a las plantas de amoniaco.

Reformación de la nafta en atmósfera de vapor

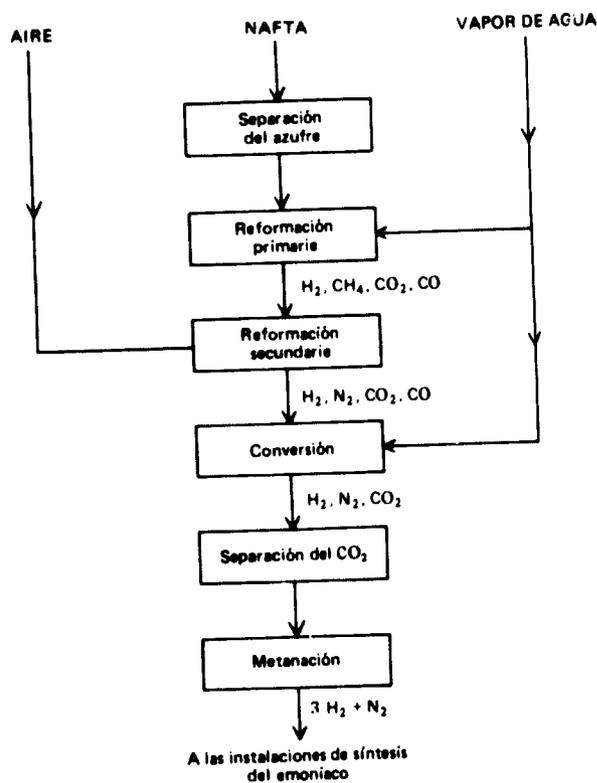
Proceso ICI

El proceso ICI de reformación en atmósfera de vapor, utilizado en la fabricación de gas de síntesis de amoniaco, consiste en la siguiente serie de operaciones: tratamiento previo de las materias primas (separación del azufre), reformación primaria y secundaria, conversión a temperaturas altas y bajas, separación de CO_2 y metanación.

La nafta se volatiliza, se mezcla con gas rico en hidrógeno y se hace pasar por un catalizador de molibdato de cobalto, en el que se convierten compuestos de azufre en ácido sulfhídrico, que es separado y quemado como combustible en las calderas. Además de esta hidrodesulfuración, a fin de que los gases que entren en el reformador no contengan más de 0,5 ppm de azufre, dichos gases se hacen pasar por un tanque de desulfuración, provisto de lechos catalizadores superpuestos de óxido de zinc que funcionan a una temperatura de $370^\circ-400^\circ C$.

La corriente de materias primas depuradas se mezcla con vapor, a una razón molar vapor/carbono de 3, y se hace pasar por tubos del reformador calentados desde fuera que contienen catalizadores de níquel. Los tubos del reformador son de acero al cromoníquel (25/20) fundido centrífugamente, y están concebidos para una vida útil normal de 100.000 horas. El reformador funciona a una presión de 27-37 bar, y la temperatura a la salida del mismo es de 780° a $820^\circ C$.

El gas parcialmente reformado pasa del reformador primario al reformador secundario, tanque revestido de material refractario que contiene un catalizador de níquel. En el reformador secundario se



Fabricación de gas de síntesis de amoniaco mediante reformación de la nafta en atmósfera de vapor (proceso ICI)

insufla aire con objeto de proporcionar nitrógeno suficiente para la obtención del gas de síntesis. El reformador secundario funciona a $980^\circ-1.200^\circ C$, reduciendo a menos de 0,3% el contenido en metano de los gases de salida.

Después de la termorrecuperación, el gas reformado procedente del reformador secundario pasa por las etapas de conversión a temperaturas altas

y bajas, con objeto de lograr el mayor grado de conversión posible ($\text{CO} + \text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons \text{CO}_2 + \text{H}_2$). La proporción de CO a la salida del convertidor de baja temperatura es inferior al 0,3% en volumen.

La separación de CO_2 constituye un paso importante del proceso, y puede efectuarse por diversos métodos de eficacia comprobada. En todos ellos se utiliza un disolvente, de ordinario una solución de carbonato potásico que contiene activadores para lograr una absorción máxima e inhibidores para reducir al mínimo la corrosión.

La depuración final del gas de síntesis se efectúa por metanación en presencia de un catalizador que convierte en metano cualquier CO y CO_2 presentes en el gas.

El calor puede recuperarse de dos tipos de corrientes: de los gases del proceso a la presión del circuito y de los gases de salida del reformador primario. El calor de los gases del proceso se utiliza sobre todo para producir vapor a la salida del reformador secundario. También se emplea para rehervir el disolvente utilizado en el sistema de separación de CO_2 , precalentar el gas que alimenta el tanque de metanación, etc. El gas de salida del horno del reformador primario se aprovecha para producir y recalentar vapor, así como para precalentar aire del proceso, aire de combustión, etc., según sea necesario.

A la salida del tanque de metanación, el gas contiene N_2 y H_2 en la proporción estequiométrica correcta, y es suficientemente puro para la síntesis del amoníaco.

Ventajas

Eliminación, casi completa, de la necesidad de energía eléctrica, gracias al aprovechamiento de calor recuperado y al empleo de maquinaria accionada por vapor de agua

Menor costo de compresión y tamaño más reducido de la planta, debido a la mayor presión del reformador

Este proceso resulta interesante sobre todo cuando se dispone de nafta, como materia prima, a un precio económico

Inconvenientes

El empleo de una mayor presión y de temperaturas más elevadas hace necesarios materiales de construcción costosos

Los tubos del catalizador del reformador no pueden utilizarse para una presión superior a 37 bar. Además, dichos tubos no duran mucho cuando se emplean fuera de los límites de una escala de temperaturas bastante reducida

Debido al bajo rendimiento de conversión, para poder efectuar una reformación completa se necesitan dos reformadores

Propietario del proceso

Imperial Chemical Industries Ltd

Licenciatarios

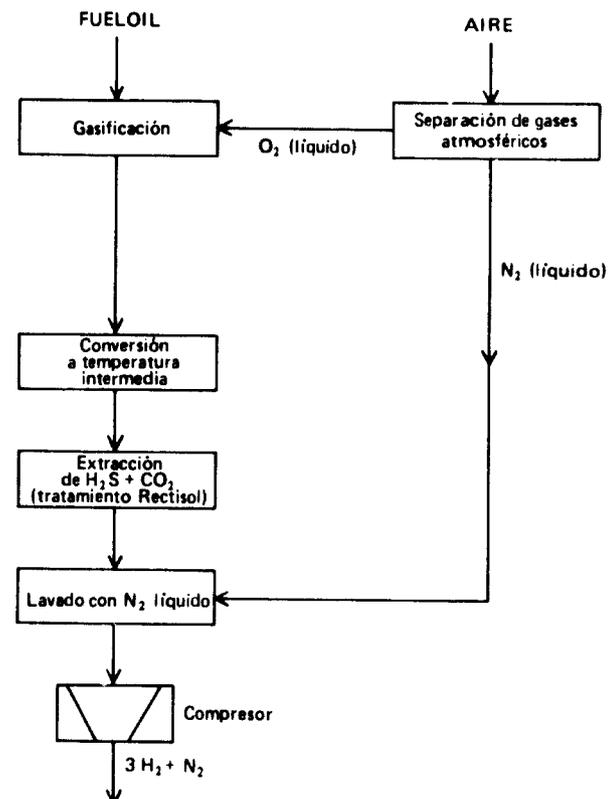
Davy Powergas Ltd
The Fertilizers and Chemicals Travancore Ltd
Foster Wheeler Corporation
Friedrich Uhde GmbH
Humphreys and Glasgow Ltd
The M. W. Kellogg Company
Selas Corporation of America

Oxidación parcial de aceite mineral

Proceso Texaco

La oxidación parcial es un proceso flexible para la producción de gas de síntesis de amoníaco a base de materias primas ricas en azufre y de diversas propiedades y composiciones, en las que entran desde el metano hasta el aceite residual pesado. Este proceso consiste en las operaciones de generación de gas de síntesis, separación y recuperación de carbono, conversión, separación de gas ácido y lavado con nitrógeno líquido.

En el proceso Texaco de oxidación parcial, el aceite pesado utilizado como materia prima se quemá parcialmente con oxígeno en un gasificador revestido de material refractario, en el que las temperaturas de reacción hacen innecesario, por ser lo suficientemente



A las instalaciones de síntesis del amoníaco

Fabricación de gas de síntesis de amoníaco mediante oxidación parcial de fueloil (proceso Texaco)

elevadas, el empleo de un catalizador. El consumo de combustible es de aproximadamente 4,6 t por tonelada de hidrógeno producido. El gasificador funciona a una presión de alrededor de 80 bar. El gas caliente del generador es directamente enfriado con agua, de modo que el calor del proceso se utiliza para aumentar el contenido en vapor de agua del gas hasta hacerlo adecuado para la conversión de CO. Debido a que la temperatura del reactor es relativamente alta, el contenido en metano del gas producido se reduce a menos del 0,6% en volumen, incluso a una presión elevada.

Del 1% al 3% de las materias primas que se transforman en hollín en el generador se separa casi por completo del gas en su cámara de enfriamiento en agua, mientras que las trazas finales se eliminan en una tobera depuradora, en la que los gases se mezclan con agua a elevadas velocidades de corte.

La corriente de agua y hollín separada de la corriente de gas se mezcla luego con nafta para trasladar el hollín a la fase de nafta. Ambas fases se separan después en un decantador y la lechada de nafta y carbono se recicla al gasificador, lo cual permite recuperar y reutilizar por completo todo el hollín formado.

El gas procedente de la sección de separación del carbono se hace pasar por un catalizador a temperatura intermedia. Este catalizador contiene cobalto y molibdeno, y para la activación requiere azufre en el gas de alimentación. La temperatura de funcionamiento es entre 60° y 80°C más baja que la del catalizador de óxido de hierro de alta temperatura comúnmente utilizado. El contenido de CO del gas de salida se reduce a 0,9-2,5% en volumen. Este bajo porcentaje significa que se reduce la carga del sistema de lavado subsiguiente con nitrógeno líquido.

Después de la conversión, el gas se hace pasar por un sistema de separación de gas ácido por absorción física, particularmente eficaz en el caso de materias primas que contengan azufre. Este tratamiento, llamado proceso Rectisol, no sólo reduce el gas ácido a un nivel bajo, sino que también permite separar H₂S. El CO₂ obtenido es lo suficientemente puro para su empleo en la producción de urea, y el H₂S puede tratarse de nuevo para recuperar azufre elemental.

Los gases, liberados de H₂S y CO₂, se tratan entonces en una instalación de lavado con nitrógeno líquido que, además de eliminar CO y CH₄, añade el nitrógeno necesario para la síntesis del amoníaco. La mezcla de N₂ y H₂ procedente de esta instalación es estequiométrica y suficientemente pura para la síntesis del amoníaco.

Ventajas

La elevada presión en el circuito del gasificador reduce el costo de compresión del gas de síntesis. También permite utilizar una bomba de oxígeno líquido con objeto de elevar la presión del oxígeno al

nivel requerido para la gasificación, eliminando así el problema de seguridad que supone la compresión del oxígeno en compresores centrífugos de alta presión

El CO₂ puede bombearse en forma líquida para su empleo en la producción de urea, con el consiguiente ahorro de costos de compresión

Pueden elaborarse materias primas con un contenido en azufre hasta del 6% y existe bastante flexibilidad en el empleo de materias primas

Todo el hollín que se forma es reutilizado, obviándose así problemas de la eliminación del carbono o de la contaminación que produce

Este proceso es interesante para países en que no esté permitido el empleo de fueloil en centrales termoeléctricas debido a los peligros de contaminación

El azufre puede recuperarse en forma elemental, cuando es necesario para evitar la contaminación

No se requieren catalizadores costosos para la gasificación

Inconvenientes

Se precisa más de un gasificador para lograr tasas de producción de amoníaco superiores a 450 t/d

Las instalaciones de separación de gases atmosféricos suponen una inversión considerable

Propietario del proceso

Texaco Development Corporation

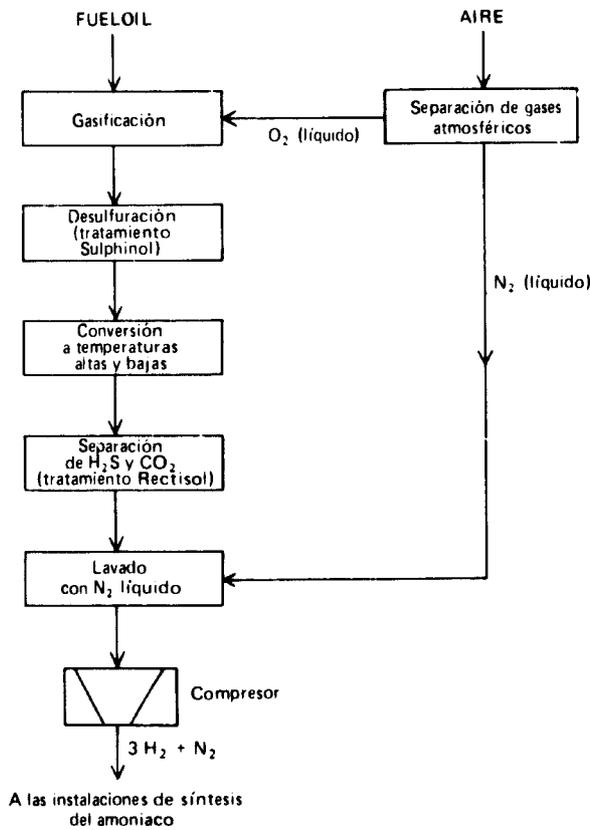
Proceso Shell

El proceso Shell sigue, en general, la misma serie de operaciones que cualquier proceso de oxidación parcial. Cabe señalar, sin embargo, algunas de sus características propias:

a) El gasificador funciona normalmente a una presión más baja (alrededor de 60 bar) y utiliza una caldera de recuperación después de la gasificación para recuperar calor mediante la producción de vapor, en lugar de enfriar con agua el gas caliente;

b) Los gases procedentes de la caldera de recuperación se enfrían hasta la temperatura de condensación, a fin de poder eliminar eficazmente el carbono en un lavado con agua en dos fases que permite reducir su contenido a menos de 1 ppm. El carbono se recupera de la lechada de carbono y agua en forma de "pelets", que mezclados con fueloil se utilizan para el calentamiento de calderas;

c) Después de la gasificación, la recuperación de calor y la eliminación del carbono, el gas se desulfura por el proceso Sulphinol, con lo que el nivel de azufre se reduce a 1-2 ppm, obteniéndose un gas lo suficientemente puro para las fases de conversión normal de CO a temperaturas altas y bajas.



Producción de gas de síntesis de amoníaco mediante oxidación parcial de fueloil (proceso Shell)

Al igual que en el proceso Texaco, la separación del gas ácido se efectúa mediante el tratamiento Rectisol, seguido de lavado con nitrógeno líquido para la depuración final y de adición de nitrógeno. El gas puede ser tratado entonces para la síntesis del amoníaco.

Ventajas

La elevada temperatura en el circuito del gasificador permite reducir el costo de compresión del gas de síntesis.

Flexibilidad en cuanto a la elección de materias primas; las materias primas pueden elaborarse.

Este proceso es interesante para países en que esté prohibido utilizar combustibles de alto contenido en azufre.

Inconvenientes

Para lograr tasas de producción de amoníaco superiores a 450 t/d son necesarias varias unidades de gasificación.

La recuperación de calor residual requiere una caldera especial en la que no se produzcan fondos sucios.

La planta de separación de gases atmosféricos supone una considerable inversión de capital.

El oxígeno se suministra al gasificador en forma gaseosa, utilizándose al efecto compresores centrífugos. A presiones de gasificación de 60 bar, la compresión del oxígeno gaseoso en compresores centrífugos no plantea problemas, como ocurre, según parece, a presiones superiores a 70 bar.

El CO₂ no puede extraerse en forma líquida, pues la presión existente en el circuito de gasificación sólo es de 60 bar.

Parece ser que, si no se recupera energía del vapor del proceso ni se efectúa un enfriamiento rápido en el gasificador, el empleo de presiones de gasificación superiores a 60 bar no supone ninguna ventaja especial.

El carbono recuperado no se devuelve al gasificador, sino que se utiliza en calderas como combustible, lo que podría acentuar los problemas de contaminación.

Propietario del proceso

Shell Development Company

Licenciarios

The Fertilizer Corporation of India Ltd
Heinrich Koppers GmbH

Gasificación del carbón

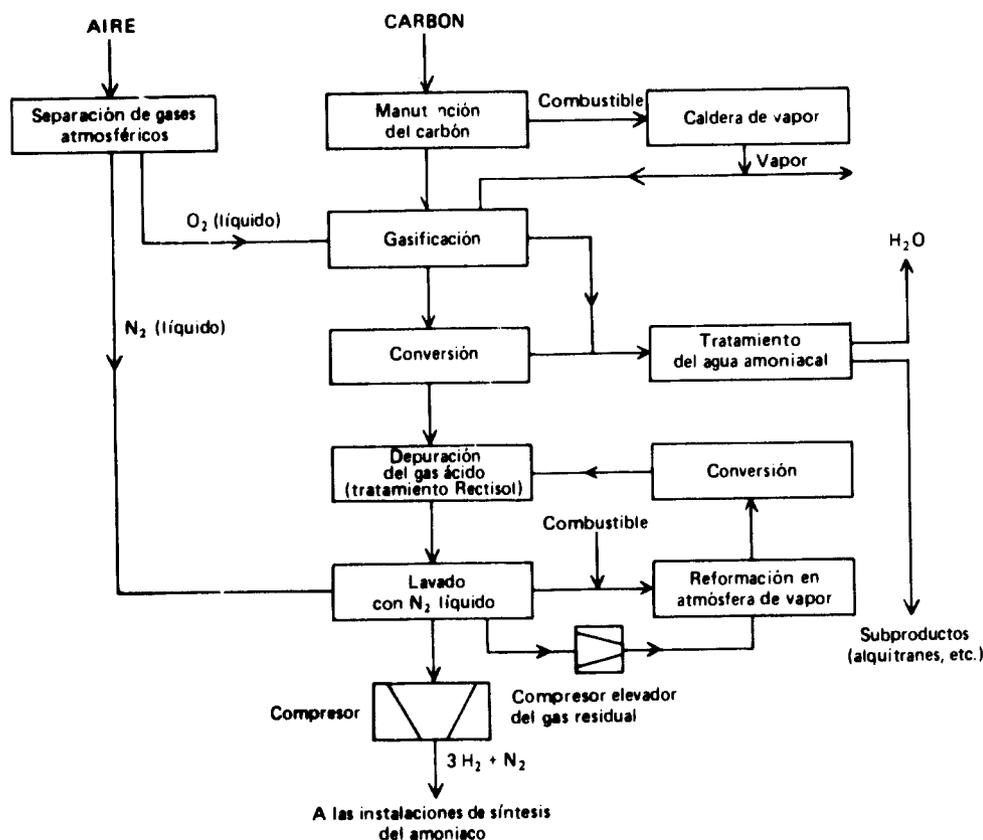
Para la gasificación del carbón se sigue una serie de operaciones en dos etapas principales: gasificación propiamente dicha y tratamiento y depuración del gas. Aunque la primera etapa está exclusivamente ideada para el carbón, en la segunda se sigue básicamente la misma serie de operaciones empleada en la oxidación parcial en instalaciones de fueloil.

La gasificación del carbón, que se efectúa soplando oxígeno y vapor sobre un lecho de carbón, puede realizarse manteniendo el combustible en un lecho fijo o suspendido en un gas. Los procesos Lurgi y Winkler son ejemplos del primer tipo de gasificación y el proceso Koppers-Totzek del segundo.

Proceso Lurgi

El carbón en bruto se tritura y se tamiza. El 64% de las partículas de carbón, cuyo tamaño varía entre 5 y 30 mm, es gasificado en un lecho fijo con oxígeno y vapor a una presión de 25 bar. El resto (36%) se utiliza como combustible en una caldera que genera vapor para el accionamiento de maquinaria y para operaciones de elaboración. La planta es auto-suficiente en abastecimiento de energía, y sólo por comodidad se adquiere electricidad para motores pequeños.

En este proceso, la mayor parte del hidrógeno se produce por la reacción del vapor con el carbono en el gasificador, obteniéndose sólo una pequeña parte



Fabricación de gas de síntesis de amoniaco mediante gasificación del carbón (proceso Lurgi)

de hidrógeno más adelante en la sección de conversión del CO. El vapor del gasificador ayuda también a mantener la temperatura en la zona de combustión.

El gas bruto que sale del gasificador es lavado intensivamente en un depurador anexo, recuperándose su calor sensible en una caldera de recuperación. La depuración por vía húmeda a presión con un agua amoniacal que contenga alquitrán caliente elimina todos los problemas que de lo contrario podrían crear las partículas.

El gas se hace pasar a continuación por una etapa de conversión del CO del gas bruto, en la que se utiliza un catalizador insensible a los compuestos de azufre y a los productos originados en la gasificación del carbón, tales como alquitrán y nafta.

Una vez enfriado el gas, en parte en calderas de recuperación y en parte en refrigeradores por aire o por agua, se condensan y separan valiosos subproductos, como vapor de agua y alquitranes.

Tras la conversión del gas bruto, el gas se hace pasar por la sección de separación de gas ácido, en la que se utiliza el proceso Rectisol. El disolvente, metanol a una temperatura inferior a 0°C, puede eliminar gran cantidad de las diversas impurezas que suelen hallarse presentes en la gasificación del carbón, obteniéndose un gas de gran pureza adecuado para una ulterior elaboración. El proceso Rectisol también

permite separar CO₂ del gas reformado procedente del proceso de reformación del vapor, dispuesto en forma de corriente lateral.

El gas depurado se lava con nitrógeno líquido para eliminar el CH₄ y el CO. Se añade entonces nitrógeno adicional con objeto de ajustar el gas a la relación estequiométrica requerida para la síntesis del amoniaco.

La fracción de metano separada en el lavado con nitrógeno líquido contiene aproximadamente un 70% de CH₄ y un 25% de CO. Este gas se comprime a una presión de 28 bar y se reformula en el reformador de corriente lateral antes mencionado. Las condiciones de funcionamiento en este reformador de vapor no son rigurosas, y, por otra parte, las ligeras fluctuaciones que se produzcan en la composición del gas de la corriente principal se equilibran fácilmente en el reformador de corriente lateral.

Cuando no hay demanda de los subproductos del proceso, éstos pueden reformarse por completo, obteniéndose entonces un solo producto de la planta principal.

Ventajas

La planta es autosuficiente en abastecimiento de energía

Puede utilizarse carbón con un contenido hasta de 45% de ceniza y un elevado punto de fusión

La elevada presión en los circuitos de gasificación reduce el costo de compresión del gas de síntesis

Este proceso es interesante cuando se dispone de carbón pero, en cambio, las materias primas petrolíferas son escasas

En este proceso sólo se consumen 300 kg de O_2 por $1.000 m^3$ (TPN) de $CO + H_2$

Inconvenientes

Se trata de un proceso de gran densidad de capital; su costo es mayor en un 57% aproximadamente al de una planta de reformación en atmósferas de vapor

Normalmente, sólo puede utilizarse carbón cuya fuente y calidad sean conocidas, pues las variaciones pueden plantear dificultades

Se requieren instalaciones muy grandes para la preparación y manutención del carbón, con un insumo de 2,2 t de carbón por tonelada de amoníaco

Para lograr tasas de producción elevadas se requiere más de un gasificador, pudiendo ser necesarios hasta cuatro para producir 1.000 t/d

Es posible que no haya una oferta adecuada de los factores que intervienen en la producción, por lo cual es indispensable sobredimensionar la planta y mantener suministros de equipo de repuesto

La planta de separación de gases atmosféricos requiere una considerable inversión de capital

La distribución de subproductos, puede plantear problemas, aunque es posible someterlos de nuevo a tratamiento de modo que sólo se fabrique un producto en la planta

Propietario del proceso

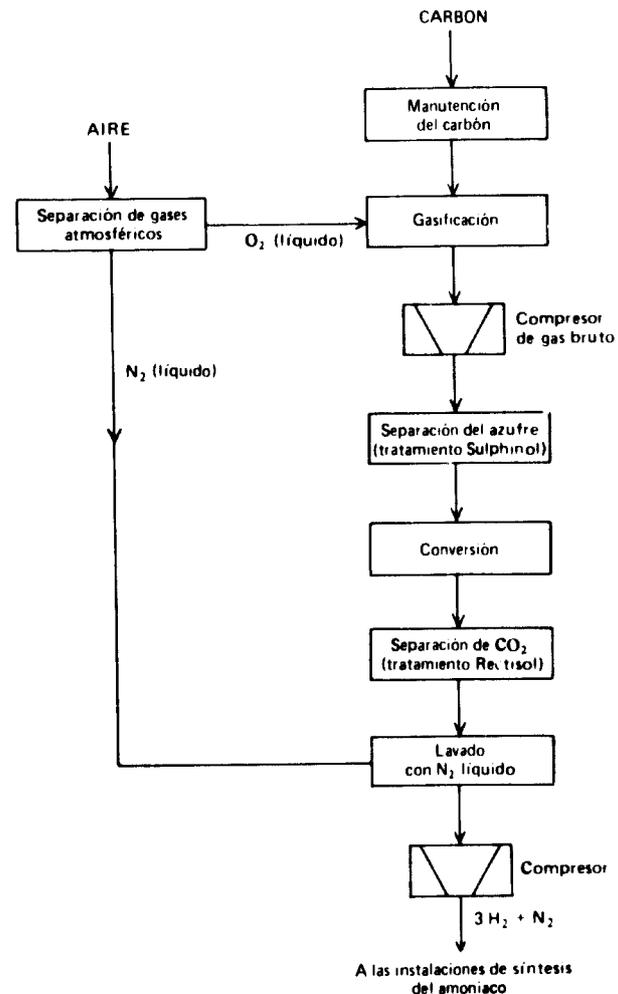
Lurgi Mineralöltechnik GmbH

Proceso Koppers-Totzek

Se gasifica carbón pulverizado (un 75% del cual deberá poder pasar por un tamiz Tyler de malla 200) en una corriente de oxígeno y vapor a la presión atmosférica. En el gasificador puede tratarse toda clase de carbón y de residuos de petróleo. La elevada temperatura en el gasificador (1.500° a $2.000^\circ C$) hace que el carbón se transforme por completo en cuerpos moleculares simples, como H_2 , CO_2 y CO , con un contenido en CH_4 de sólo 0,1%-0,2%, y prácticamente ningún alquitrán.

El gas en bruto se enfría después haciéndolo pasar por una caldera de recuperación y se limpia para eliminar de él toda materia en suspensión, como ceniza, arenisca y combustible sin quemar, en el caso del carbón, y hollín de carbono, en el caso del fueloil. El gas pasa seguidamente por una sección de tratamiento y depuración.

El mecanismo de reacción y la calidad del gas producido por gasificación de carbón pulverizado son análogos a los que se observan en la oxidación parcial



Fabricación de gas de síntesis de amoníaco mediante gasificación del carbón (proceso Koppers-Totzek)

del aceite pesado (véase *supra*). Por tanto, las operaciones que tienen lugar en las secciones de tratamiento y depuración del gas consisten en la separación del azufre por el proceso Sulphinol, la conversión de CO a temperaturas altas y bajas, la separación del gas ácido por el proceso Rectisol, y un lavado final con nitrógeno líquido. El proceso Rectisol puede utilizarse para la separación de azufre y de carbono.

El gas procedente del lavado con nitrógeno líquido contiene N_2 y H_2 en la proporción estequiométrica correcta, y es suficientemente puro para la síntesis del amoníaco.

Ventajas

Notable flexibilidad en cuanto al empleo de materias primas, pues en el proceso se pueden utilizar carbón, aceites residuales y alquitranes

Autosuficiencia en el abastecimiento de energía

No se plantean problemas en la distribución de subproductos

La fabricación del gasificador y de su maquinaria es fácil, pues funciona a la presión atmosférica
Su funcionamiento es sencillo

Inconvenientes

Elevado coeficiente de capital; su costo es aproximadamente 83% mayor al de una planta de reformación en atmósfera de vapor

Las necesidades de energía para la trituration fina del carbón vienen a ser de unos 100 kWh por tonelada de amoníaco producido

El costo de compresión del gas es superior, pues el gasificador funciona a la presión atmosférica

Se requieren grandes instalaciones para la preparación y manutención del carbón

Se precisan varios gasificadores

Para garantizar un rendimiento eficaz, es necesario sobredimensionar las capacidades y disponer de existencias suficientes de repuestos

Se requiere una elevada inversión de capital para la planta de oxígeno; el consumo de oxígeno es de 500 kg por 1.000 m³ (TPN) de CO + H₂

Es necesario un compresor adicional para comprimir gas bruto, pues el gasificador funciona a la presión atmosférica

Propietario del proceso

Heinrich Koppers GmbH

Licenciario

The Fertilizer Corporation of India Ltd

Proceso Winkler

En el proceso Winkler se utiliza un lecho fluidizado para gasificar el carbón. El gasificador funciona a una presión de 3 bar. Después de la gasificación, el gas se enfría haciéndolo pasar por una caldera de recuperación y limpiándolo para eliminar toda materia en suspensión (ceniza, arenisca, combustible sin quemar, etc.).

Una vez limpiado, el gas se comprime en un compresor de gas bruto y se hace pasar por la misma serie de etapas que en el proceso Koppers-Totzek, es decir, de sulfuración por el proceso Rectisol, conversión de CO a temperaturas altas y bajas, separación del gas ácido por el proceso Rectisol, y lavado final con nitrógeno líquido.

El gas procedente del lavado con nitrógeno líquido contiene N₂ y H₂ en la proporción estequiométrica correcta, y es lo suficientemente puro para la síntesis del amoníaco.

Ventajas

El consumo de oxígeno es menor que en otras plantas de gasificación del carbón

Debido a que el funcionamiento tiene lugar a una presión ligeramente superior a la utilizada en el proceso Koppers-Totzek, el gas puede limpiarse con un ciclón de vía húmeda y con depuradores Venturi en lugar de precipitadores electrostáticos

El funcionamiento es sencillo

No se obtienen subproductos

Inconvenientes

El costo de compresión del gas es elevado, ya que esta operación se efectúa a baja presión y requiere un compresor de gas bruto

Para la preparación y manutención del carbón se necesitan grandes instalaciones

Para garantizar una correlación apropiada de los factores, se requieren varios gasificadores, suficientes existencias de equipo de repuesto y capacidad sobredimensionada

Se precisa una elevada inversión de capital para la planta de oxígeno

Debe utilizarse siempre carbón de la misma fuente conocida, pues de lo contrario pueden surgir dificultades

El proceso sólo puede funcionar a base de carbón

Propietario del proceso

BASF Aktiengesellschaft

Método electrolítico

Proceso de Nora

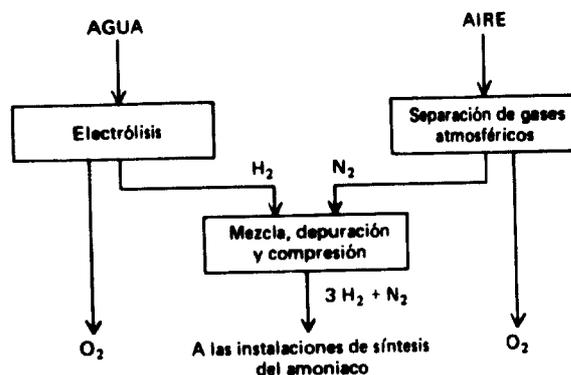
Este proceso consiste en las siguientes operaciones:

Producción de H₂ por electrólisis del agua
Producción del N₂ mediante la separación de gases atmosféricos

Mezcla

Depuración

Compresión



Fabricación de gas de síntesis de amoníaco por el método electrolítico

Para la operación de electrólisis se utiliza agua como materia prima, a la que se ha añadido previamente una pequeña cantidad de NaOH puro.

Los productos de electrólisis ($2\text{H}_2 + \text{O}_2$) se almacenan en distintos gasómetros. Las cubas electrolíticas funcionan a una presión ligeramente superior a la atmosférica, y los gases pueden pasar directamente a los gasómetros sin necesidad de ser comprimidos.

En la segunda etapa, el aire es depurado, comprimido y licuado, separando por fraccionamiento el N_2 y el O_2 .

Debido a que la materia prima utilizada para la síntesis consiste en una mezcla estequiométrica de N_2 y H_2 que sólo contiene unas cuantas partes por millón de O_2 como impureza, la única depuración necesaria consiste en separar el O_2 haciendo pasar los gases mezclados por un catalizador de paladio. El gas que entra en el depurador debe ser seco, pues de lo contrario deberá ser ligeramente calentado unos pocos grados por encima de la temperatura de saturación, para impedir toda condensación de agua en el lecho del catalizador, en el que O_2 reacciona con H_2 , formando H_2O .

El N_2 y el H_2 , en la proporción de 1 a 3, son extraídos por el compresor de gas de síntesis a través de la mezcladora y del depurador, y se comprimen a la presión necesaria para la síntesis del amoníaco.

Ventajas

El oxígeno obtenido es un subproducto útil

Debido a que los gases contienen muy pocas impurezas, en el circuito de síntesis no se acumula gran cantidad de materia inerte

Es posible la fabricación adjunta de agua pesada

Inconvenientes

Elevado consumo de energía eléctrica, por lo que el costo de producción es relativamente elevado

El costo de compresión es elevado para la producción de amoníaco, pues los gases han de comprimirse de la presión de la caldera de gas hasta una presión de aproximadamente 345 bar

Es necesaria una planta de separación de gases atmosféricos

Existe cierto riesgo de explosión en la cuba electrolítica

Propietario del proceso

Oronzio de Nora (Impianti Elettrochimici SaS)

Propietario de un proceso similar

Consolidated Mining and Smelting Company

Amoniaco



Hacia 1963 se produjo un notable adelanto en la tecnología de producción del amoniaco, que dio lugar, entre otros, a los siguientes cambios importantes: aumento del tamaño de las plantas, empleo de compresores centrifugos, optimización de la presión de síntesis del amoniaco, aumento de las velocidades de difusión en el convertidor y mejoras en la recuperación de energía.

El catalizador del convertidor se divide en varios lechos y la refrigeración en los espacios intermedios se efectúa mediante enfriamiento rápido con gas frío o por intercambio de calor con otros ciclos del proceso.

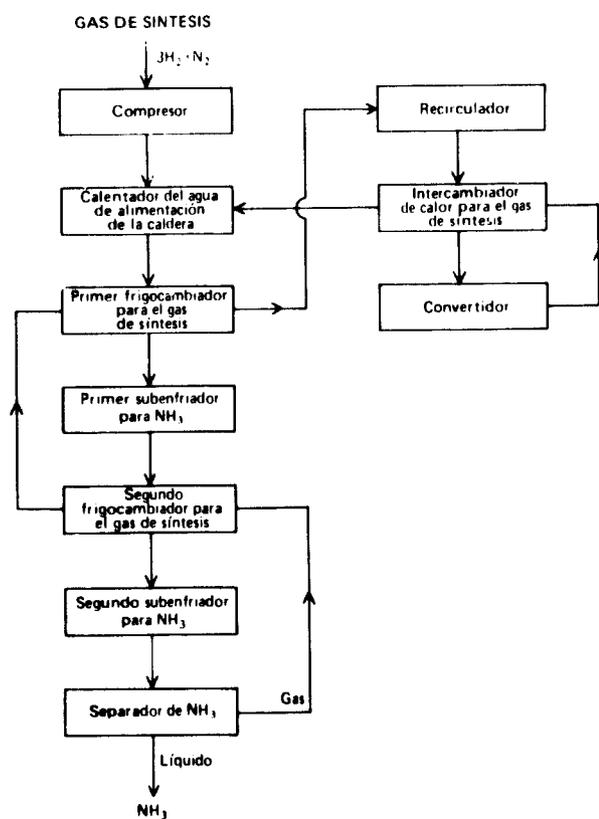
Las principales diferencias entre los cuatro diseños de procesos descritos en esta publicación radican en el tipo de convertidores utilizados, pues en todos ellos se sigue la misma serie de etapas.

En el cuadro que figura a continuación se indica el costo calculado de la instalación de una planta de amoniaco completa (es decir, tanto para la fabricación de gas de síntesis como para la de amoniaco sintético) en función de su capacidad diaria y de las materias primas utilizadas. No se ha incluido el método electrolítico, ya que sólo se utiliza en circunstancias especiales. El costo corresponde a una planta (instalaciones de producción directa) construida en Europa occidental, e incluye el costo de equipo y material f.o.b. puerto europeo, trabajos de ingeniería civil, montaje, proyecciones técnicas y derechos de licencia. Las cifras son sólo aproximadas, y se han calculado a base de precios de 1970 extrapolados a 1977. No se incluyen los costos por los conceptos siguientes: tratamiento del agua de alimentación de la caldera, caldera de vapor, torres de refrigeración, instrumentos y suministro de aire a la planta, estación transformadora, instalaciones de almacenamiento de productos, equipo móvil y repuestos.

Capacidad de producción diaria de NH ₃ (t)	Costo (en millones de dólares)				
	Gas natural	Nafta	Aceite mineral ^a	Carbón ^{a,b}	
				Proceso a base de lechos	Proceso a base de polvos
300	33	35	48	56	66
600	50	52	72	81	94
1 000	68	71	94	107	125
1 500	89	92	118	133	155

^aIncluye el costo de las instalaciones de oxígeno.

^bNo incluye el costo de instalaciones de manutención del carbón.



Síntesis del amoníaco

Proceso ICI

Las plantas grandes utilizan compresores centrífugos para el gas de síntesis, para el aire del proceso y para la refrigeración. En el lado de alta presión del compresor de gas de síntesis se utilizan por lo común una o dos etapas de recirculación del gas, empleando un diafragma para separar los gases en las envolventes de compresión y del recirculador.

En el proceso ICI, que funciona a elevada presión (300-350 bar), se emplea un convertidor consistente en un recipiente a presión vertical, una tapa plana de cierre hermético y una base hemisférica. El catalizador se halla en un sencillo cesto metálico anular dispuesto en torno a un intercambiador de calor. El gas de enfriamiento rápido se introduce a través de distribuidores situados en sentido descendente, en puntos intermedios, en el lecho del catalizador.

La corriente principal de gas entra en el convertidor por la base y pasa primero por el espacio anular entre la envolvente del convertidor y el cesto metálico del catalizador, con objeto de enfriar el envolvente exterior, entrando después en el intercambiador de calor por la parte superior. Después de dos pasadas a través del intercambiador de calor, una por el lado del tubo y otra por el lado de la envolvente, el gas alcanza la temperatura de reacción y entra en el lecho del catalizador por la parte superior.

La temperatura del lecho del catalizador se mantiene a 450°-500°C haciendo pasar al mismo los gases de enfriamiento rápido. Los gases calientes salen finalmente del cesto metálico del catalizador para pasar a través del intercambiador de calor central, donde calientan los gases que llegan al lecho del catalizador.

Los gases calientes que salen del convertidor pasan por una serie de intercambiadores de calor con objeto de enfriar los gases y condensar el amoníaco formado. Al mismo tiempo, calientan los nuevos gases que van hacia el convertidor, así como las demás corrientes del proceso utilizadas para el intercambio de calor.

Ventajas

Puesto que el catalizador se encuentra en un solo lecho, para extraerlo y volver a cargar se requiere un tiempo mínimo

La envolvente del convertidor y el cesto metálico están diseñados de modo que se puede extraer el catalizador agotado sin necesidad de abrir la tapa superior, lo que supone un ahorro de tiempo

El cesto metálico es fácil de montar

Inconvenientes

La caída de presión en el convertidor puede ser elevada, pues el catalizador se halla en un solo lecho y el flujo es descendente; una mayor caída de presión aumenta el costo de la energía

La temperatura en el convertidor quizá no sea tan uniforme como en un catalizador de varios lechos

Por registrarse en el circuito una presión de 300 a 350 bar, se necesita un costoso compresor de gas de síntesis de tres o cuatro cuerpos

Propietario del proceso

Imperial Chemical Industries Ltd

Licenciatarios

Davy Powergas Ltd
Foster Wheeler Corporation
Hitachi Ltd
Humphreys and Glasgow Ltd
Kakoki Kaisha
Ralph M. Parsons Company Ltd

Proceso Kellogg

El convertidor Kellogg consiste en una envolvente vertical de alta presión de base hemisférica y con una tapa plana de cierre hermético. Las secciones del catalizador se hallan en varios lechos apoyados en parrillas, debajo de las cuales se encuentra el intercambiador de calor. Los tamaños de los lechos del catalizador varían, estando situado el mayor de

ellos en la base. El gas de enfriamiento rápido se inyecta por la parte delantera de cada lecho. El punto de enfriamiento superior permite la entrada directa de gas frío en el primer lecho, que también actúa como dispositivo de regulación de la temperatura.

El gas de alimentación entra en el convertidor por la parte superior y fluye en sentido descendente por el espacio anular comprendido entre el cesto metálico del catalizador y la envolvente del convertidor, refrigerándola. El gas pasa después, por el lado de la envolvente, al intercambiador de calor situado en la base, y, a través de un tubo central situado en el cesto metálico del catalizador, va a parar a la parte superior del primer lecho del mismo. A su paso por el intercambiador de calor, el gas recoge calor del gas caliente que sale del convertidor. Ese gas caliente mezclado con el de enfriamiento rápido que pasa al primer lecho, entra en el catalizador a una temperatura de 370°-430°C, a la que se inicia la reacción en el lecho superior.

Los gases fluyen en sentido descendente a través del lecho del catalizador (aumentando de temperatura a medida que se opera la reacción del amoniaco) y de las parrillas portadoras del catalizador, entrando en los espacios que hay entre los lechos. Se introduce entonces gas de enfriamiento para reducir la temperatura y el contenido en amoniaco a los niveles requeridos para el segundo lecho. Análogamente, los gases fluyen a través de otros lechos hasta que entran por último en el intercambiador de calor, por el lado del tubo, antes de salir del convertidor.

Una vez que los gases salen del convertidor, la serie de operaciones subsiguientes es más o menos similar a la de otros procesos.

Cuando se trata de grandes cantidades de amoniaco, el proceso Kellogg utiliza convertidores horizontales en lugar de verticales, a fin de reducir la caída de presión en ellos.

En el proceso Kellogg, la síntesis se efectúa por dos métodos: uno a base de presiones intermedias (150-250 bar) y otro a una presión de 300-350 bar. Los circuitos de presión intermedia también son de diseño muy simplificado, y sólo hay un separador de amoniaco para todo el circuito.

Ventajas

El convertidor de enfriamiento de varios lechos proporciona una temperatura uniforme en ellos

En el caso de los circuitos de baja presión, para la compresión y la recirculación del gas de síntesis bastan sencillos compresores centrífugos de dos cuerpos

Inconvenientes

La descarga y la recarga del catalizador llevan más tiempo debido a la forma en que está montada la parrilla

El circuito de baja presión requiere recipientes y tuberías de mayores proporciones

Propietario del proceso

M. W. Kellogg Company

Proceso Topsøe

El convertidor Topsøe es un recipiente vertical con una base hemisférica y una tapa plana de cierre hermético. El catalizador está dispuesto en lechos, entre los que se introducen gases de enfriamiento. El intercambiador de calor se halla debajo de los lechos del catalizador.

Por la parte superior del catalizador entran dos corrientes de gas, una a través del espacio anular entre el cesto del catalizador y la envolvente del convertidor, pasando después por el intercambiador de calor; la otra entra directamente a través del lecho del catalizador, sin pasar por el intercambiador de calor.

Los gases entran en el lecho siguiendo una trayectoria radial, en lugar de la trayectoria axial convencional; la trayectoria de flujo es, pues, más corta, lo que supone una considerable reducción de la caída de presión en el convertidor. Por ese motivo, el convertidor también puede utilizar un catalizador de partículas de menor tamaño, con el consiguiente aumento de la producción de amoniaco.

El intercambiador de calor situado dentro del convertidor, y la serie de operaciones que tiene lugar en el circuito de síntesis, son más o menos iguales que en otros procesos.

En el proceso Topsøe se utiliza alta presión (300-350 bar) en el circuito de síntesis.

Ventajas

Los convertidores de flujo radial requieren menos energía para su funcionamiento, debido a su reducida caída de presión

La compacidad de su diseño permite construir unidades grandes

Se puede utilizar un catalizador de partículas más finas para lograr una mayor conversión por ciclo

Inconvenientes

A causa de la presión, se necesita un costoso compresor de gas de síntesis de tres o más cuerpos

Propietario del proceso

Haldor Topsøe A/S

Licenciatario

Chiyoda Chemical Engineering and Construction Company Ltd

Proceso Montedison

Al igual que otros procesos de producción de amoniaco, el proceso Montedison utiliza varios lechos

de catalizadores y un intercambiador interno de efluente de alimentación, pero la regulación de la temperatura en el convertidor es básicamente distinta. La refrigeración de los gases entre los lechos se efectúa mediante un haz tubular interno, fácilmente desmontable, que permite recuperar el calor de reacción mediante la producción de vapor de alta presión como subproducto.

El convertidor funciona a elevada presión (300-350 bar).

Otros detalles del circuito son más o menos similares a los de otros procesos.

Inconvenientes

En el caso de grandes plantas, los técnicos no consideran aceptables la refrigeración del gas mediante serpentines de enfriamiento

El diseño del convertidor no es suficientemente compacto para grandes capacidades

La caída de presión en el convertidor puede ser elevada y, en consecuencia, los costos de energía también serán altos

El mantenimiento del convertidor puede ser complicado

A causa de la presión en el circuito de síntesis es necesario un costoso compresor de gas de síntesis de tres o más cuerpos

Propietario del proceso

Montedison SpA

Licenciario

The Fertilizer Corporation of India Ltd

Urea

El amoníaco y el dióxido de carbono constituyen las materias primas utilizadas en todos los procesos de síntesis de la urea (NH_2CONH_2). De la reacción de ambos se obtiene un producto intermedio -carbonato amónico ($\text{NH}_2\text{COONH}_4$)- que se descompone después formando urea y agua. Las materias primas y el producto intermedio reciclado se reúnen en una cuba de reacción a una temperatura de $170^\circ\text{-}230^\circ\text{C}$ y a una presión de 120-280 bar. El efluente del reactor contiene urea, agua, excedentes de amoníaco y cantidades considerables del producto intermedio, denominado sencillamente carbamato.

En todos los procesos de fabricación de la urea, el carbamato debe separarse de la solución de urea producida en la cuba de reacción. La operación de separación difiere en cada proceso en las formas en que se descompone y separa el carbamato y en el modo como se tratan los gases de salida producidos en la descomposición. Existen tres categorías de procesos: de separación (se describen dos procesos), de reciclaje total (tres procesos) y de reciclaje para la separación de componentes gaseosos (un proceso).

Las operaciones de acabado son más o menos las mismas en todos los procesos, según la cantidad de impureza -biuret ($\text{NH}_2\text{CONHCONH}_2$)- que pueda tolerarse en el producto final.

En esta sección sólo se indica el costo de una planta de urea de reciclaje total (véase la página 20).

Procesos de separación

Proceso Stamicarbon

En el proceso de separación Stamicarbon, el carbamato se descompone a la presión de reacción reduciendo su presión parcial en una atmósfera de dióxido de carbono. La recombinación del amoníaco y del dióxido de carbono para formar carbamato también tiene lugar a esta presión y a elevada temperatura, facilitándose así la recuperación de calor mediante la producción de vapor. Los recipientes utilizados en esta fase -cuba de reacción, separador y condensador- están dispuestos de modo que la solución de carbamato reciclado pasa por gravedad del condensador al reactor.

La cuba de reacción es un depósito revestido de acero inoxidable y provisto de una serie de bandejas para facilitar la mezcla de los reactivos. A dicha cuba se añaden trazas de aire, mediante el dióxido de carbono utilizado como materia prima, para inhibir la corrosión.

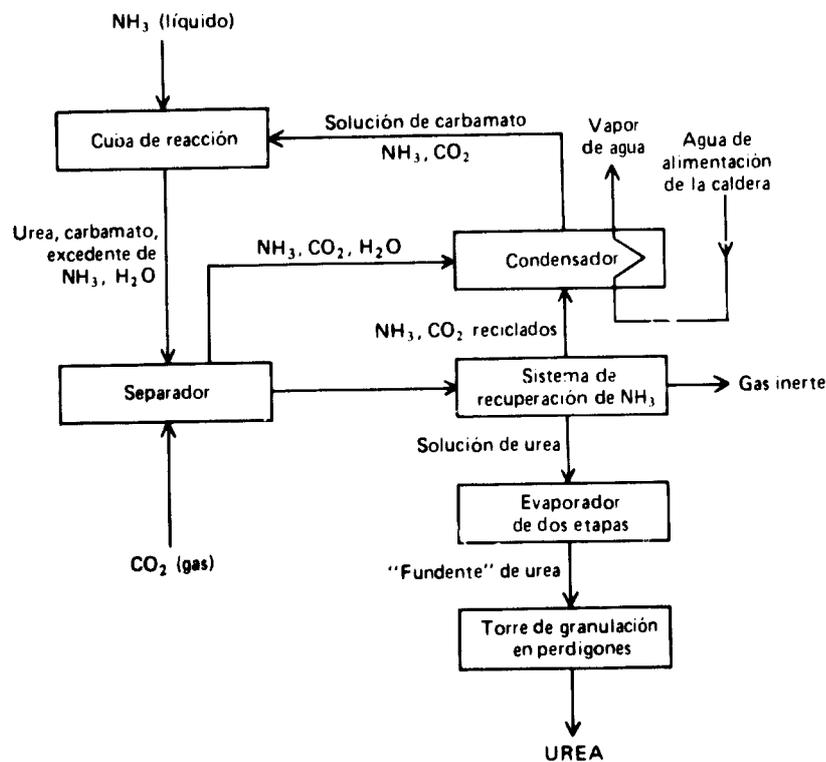
La cuba se alimenta con el NH_3 y el CO_2 . Así se obtiene la presión de equilibrio mínima, con las consiguientes economías en los costos de equipo y de compresión. La temperatura y la presión de la cuba se mantienen entre $180^\circ\text{-}190^\circ\text{C}$ y 120-150 bar, respectivamente. La conversión, a base del producto procedente

del reactor, es del 50% al 60%, y de alrededor del 85%, a base del producto procedente del separador.

La separación tiene lugar a la presión de reacción en un intercambiador tubular vertical calentado con vapor, dotado de chapas para tubería y de un distribuidor especial para la alimentación de CO_2 . Es esencial una distribución uniforme del líquido. El vapor utilizado para calentar la solución se halla a una presión de unos 25 bar.

El amoníaco y el dióxido de carbono separados se recombinan para formar carbamato en un condensador que funciona a la misma presión que la cuba de reacción. El calor de reacción y el calor sensible de la solución se utilizan para obtener vapor de baja presión en la envolvente del condensador. Se deja que la reacción se desarrolle en un 80%, maniobrando con la presión del vapor y, por tanto, con la temperatura del condensador. La razón óptima entre el NH_3 y el CO_2 que alimentan el condensador es de 2,4. Este valor proporciona la temperatura máxima de equilibrio, particularmente favorable para la producción de vapor. A la entrada del condensador se añade amoníaco con objeto de mantener esta proporción. La temperatura del reactivo a la salida del condensador es de 170°C .

A la salida del separador, la presión de la solución de urea es reducida a 3-6 bar y calentada con vapor para liberar las pequeñas cantidades de amoníaco,



Fabricación de urea por el proceso de separación Stamicarbon

dióxido de carbono y vapor de agua que aún contenga. Estos residuos se condensan en un condensador enfriado por agua, y la solución débil de carbamato resultante es retrobombeada al condensador de alta presión. Los gases inertes se purgan del reactor, y todo el amoníaco o dióxido de carbono presente en el mismo es absorbido en agua y reutilizado.

La solución de urea se bombea entonces a un tanque de almacenamiento, del que se extrae para su ulterior elaboración. Si se permite una concentración de biuret de 0,9% a 1,2% en el producto final, todo el acabado que se requiere es la evaporación en vacío seguida de granulación en perdigones. Sin embargo, la urea que haya de contener menos de 0,5% de biuret requerirá una etapa de cristalización intermedia antes de la fusión y la granulación en perdigones.

Debido al carácter corrosivo de los fluidos del proceso, en la construcción de todo el equipo correspondiente se utilizan aceros inoxidable especiales.

Ventajas

Este proceso tiene una disposición sumamente sencilla y exige relativamente poco equipo

En general, no se requiere bomba de carbamato que, aparte de ser cara, complica las operaciones

El consumo de servicios públicos es comparativamente bajo

El proceso funciona a presiones y temperaturas relativamente bajas, por lo cual las condiciones de funcionamiento son menos rigurosas

La razón molar entre el NH_3 y el CO_2 es considerablemente inferior a la del proceso de reciclaje total, lo que permite economías en los costos de equipo y de compresión. Además, proporciona la temperatura máxima de equilibrio para la producción de vapor

La separación final del carbamato se completa en un solo separador que funciona a presiones reducidas, en comparación con los tres tanques de descomposición necesarios para los sistemas de reciclaje total

No es preciso que el compresor de CO_2 sea grande

Se eliminan varias válvulas de control exacto que se utilizan de ordinario en los procesos de reciclaje total

El proceso acepta temperaturas relativamente elevadas del agua de refrigeración sin un aumento apreciable del consumo de servicios

Propietario del proceso

Stamicarbon BV

Licenciatarios

C. F. Braun and Company

Chiyoda Chemical Engineering and Construction Company Ltd

Continental Engineering (Ingenieursbureau voor de Processindustrie BV)

Coppée-Rust SA

Didier Engineering GmbH

Foster Wheeler Corporation

Friedrich Uhde GmbH
Humphreys and Glasgow Ltd
The Lummus Company
Sim-Chem Division, Simon-Carves Ltd

Proceso Snam Progetti

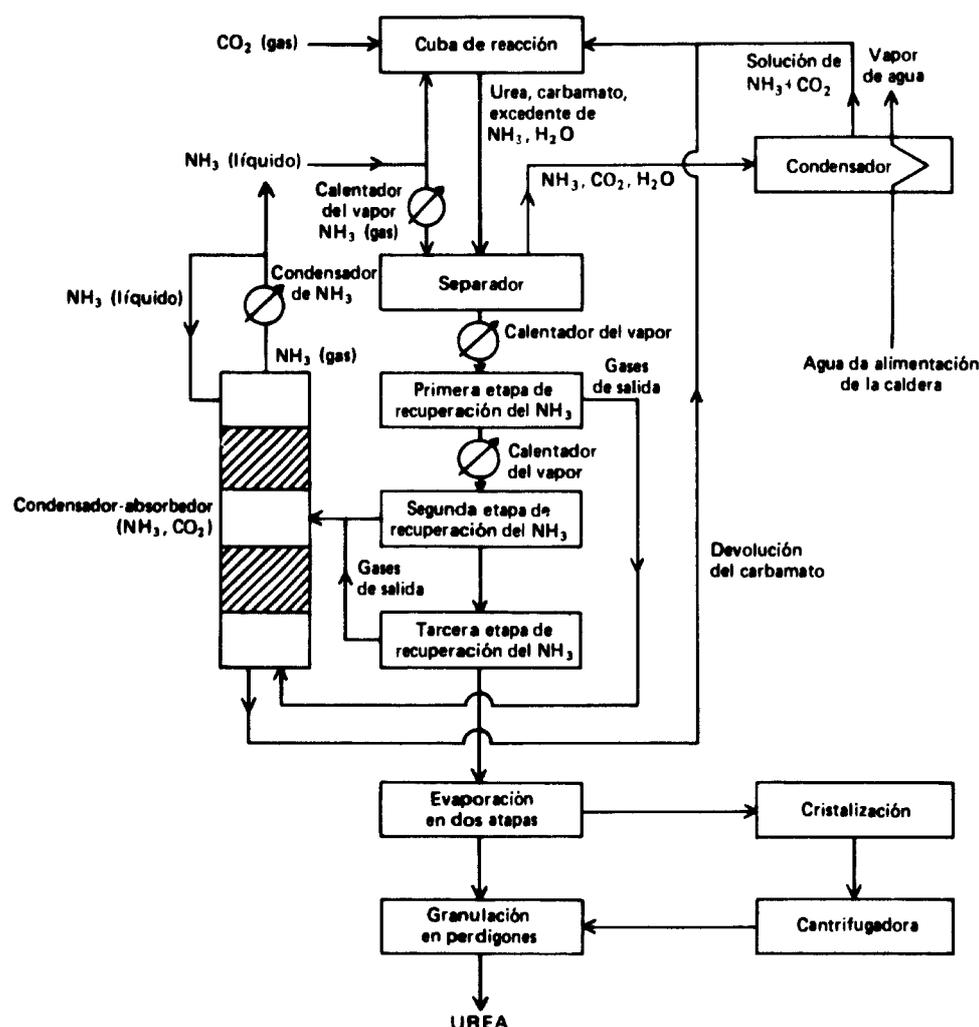
En el proceso de separación Snam Progetti, el amoníaco y el dióxido de carbono reaccionan a elevada presión para producir urea y carbamato. El contenido en carbamato del effluente del reactor se descompone a la misma presión que la del reactor, reduciendo su presión parcial con una corriente de amoníaco puro en lugar de dióxido de carbono, como ocurre en el proceso Stamicarbon. El reactor funciona a una presión de 130-160 bar y a una razón molar de 3 entre el NH_3 y el CO_2 .

El amoníaco líquido conservado en un tanque de retención es bombeado al reactor de urea por medio de bombas aspirantes e impelentes. Parte del

amoníaco se vaporiza para su empleo en el separador de alta presión. El dióxido de carbono se comprime a la presión de reacción y se alimenta directamente al reactor.

Los productos de reacción pasan al separador, donde el carbamato se descompone y es separado de la solución de urea. Los valores de cima del separador pasan directamente al condensador de carbamato de alta presión, donde se recuperan el amoníaco y el dióxido de carbono para su reciclaje —sólo por gravedad— al reactor. El calor desprendido en la condensación de carbamato a elevada temperatura se emplea para producir vapor.

La batería de depuración y recuperación de la urea consiste en tres etapas de evaporación a presiones más bajas, acompañadas de la recuperación de amoníaco y dióxido de carbono residuales. Cada etapa funciona a una presión cada vez menor, y en las dos etapas primeras se añade calor. La solución final de urea contiene un 75% de ésta y prácticamente ningún amoníaco.



Fabricación de urea por el proceso de separación Snam Progetti

Los gases de salida desprendidos en cada etapa se condensan en dos fases –condensación y absorción de amoníaco y de dióxido de carbono– para producir una solución concentrada que es devuelta a la cuba de reacción a través del condensador de carbamato de alta presión.

Los gases de cima procedentes del absorbedor de alta presión de la sección de recuperación son prácticamente amoníaco puro, que se condensa y se devuelve al tanque de retención.

La operación de acabado es igual a la de otros procesos de fabricación de urea.

Ventajas

Este proceso posee todas las ventajas del proceso de separación (véase *supra*)

El consumo de servicios públicos es relativamente bajo

Se elimina la mayor parte de las válvulas de control exacto normalmente utilizadas en plantas convencionales

Inconvenientes

En el sistema de recuperación del amoníaco a baja presión intervienen más etapas de funcionamiento que en el proceso Stamicarbon

Propietario del proceso

Snam Progetti SpA

Licenciatarios

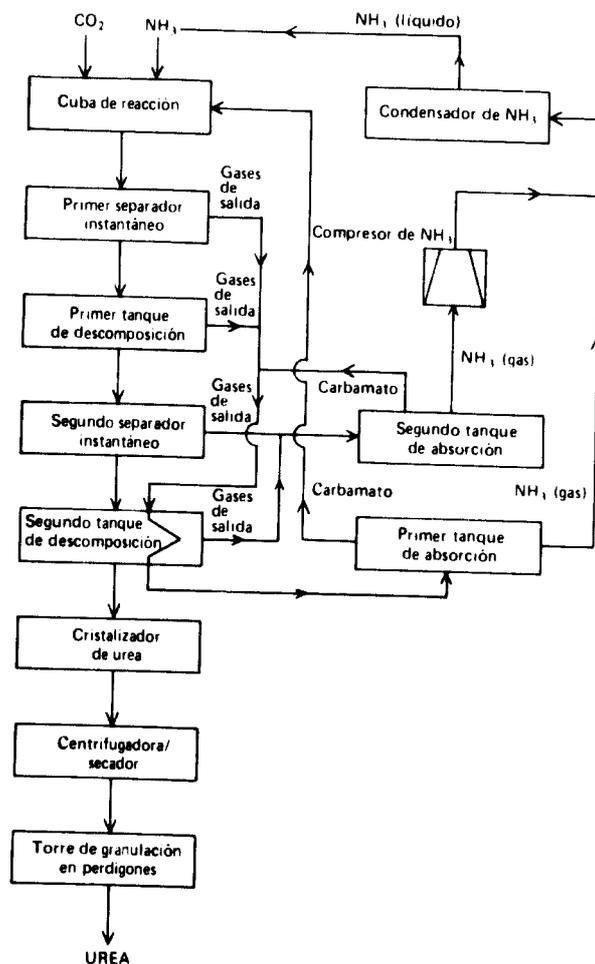
C. & I./Girdler, Inc.
Fluor Corporation
Woodall-Duckham Ltd

Procesos de reciclaje total

Proceso Químico

En el proceso Químico de reciclaje total se alimentan a un reactor dióxido de carbono gaseoso, amoníaco líquido y una solución de carbamato reciclado, a una razón molar de 4 entre el NH_3 y el CO_2 . La cuba de reacción, que funciona a una presión de 190-230 bar y a una temperatura de $175^\circ\text{-}200^\circ\text{C}$, convierte en urea aproximadamente el 75% del CO_2 .

Se siguen dos etapas de descomposición y condensación, así como dos circuitos de reciclaje y un reciclaje de amoníaco. El efluente de la cuba de reacción, que contiene urea, excedente de amoníaco y carbamato sin reaccionar, se expande a una presión de 20-25 bar, se alimenta al primer separador instantáneo y luego al primer tanque de descomposición, en el que, con ayuda del vapor utilizado para calentar, la mayor parte del carbamato se descompone en



Fabricación de urea por el proceso Químico de reciclaje total

amoníaco y dióxido de carbono. La finalidad de las etapas de descomposición es descomponer carbamato con la menor cantidad de vapor de agua; el exceso de vapor en el reciclaje perjudica el funcionamiento de la cuba de reacción. Para lograr esa finalidad, cada paso de la descomposición va precedido de una separación instantánea.

Los vapores procedentes del primer evaporador instantáneo y del primer tanque de descomposición se combinan y se dirigen hacia la pared de la envolvente del segundo tanque de descomposición, donde proporcionan calor para la descomposición al ser absorbidos en parte en la solución débil de carbamato procedente de la parte inferior del segundo tanque de absorción. La corriente combinada que procede de la envolvente del segundo tanque de descomposición entra entonces en el primer tanque de absorción.

El segundo separador instantáneo, que funciona a una presión de 1-2 bar, separa los gases de la solución de salida del primer tanque de descomposición, y la mayor parte del dióxido de carbono y de amoníaco restantes se separan en el segundo tanque de descomposición y en su separador de recuperación. La concentración de la solución de urea final al término de la segunda etapa de descomposición es de aproximadamente un 76%.

El amoníaco y el dióxido de carbono restantes se separan mediante tratamiento en un tanque de descomposición de baja presión que funciona a 1-2 bar, procediéndose después a otro tratamiento en un separador de gases que funciona casi a la presión atmosférica. La solución que sale del separador contiene alrededor del 74% de urea.

Los gases de cima del tanque de descomposición de alta presión, consistentes en un excedente de amoníaco junto con dióxido de carbono y amoníaco de la solución de carbamato sin reaccionar, se envían a la sección inferior del tanque de absorción de alta presión, donde se condensan en parte en la solución absorbente circulante del tanque de absorción de baja presión. La sección superior de bandejas del tanque de absorción de alta presión tiene un reflujo de amoníaco líquido. El gas que sale del tanque es NH_3 puro; se condensa mediante agua de refrigeración y se recicla a la cuba de reacción. El elevado calor de absorción del CO_2 en la sección inferior del tanque de alta presión se utiliza para concentrar la solución de urea en las etapas de acabado subsiguientes.

Los gases de cima del tanque de descomposición de baja presión y del separador de gases se condensan en el tanque de absorción de baja presión y en el condensador de gases, respectivamente. Esta solución se utiliza como solución absorbente en el tanque de absorción de alta presión.

La reducción del contenido en agua del carbamato se consigue aumentando el rendimiento de descomposición a elevada presión, reduciendo al mínimo la evaporación del agua en las etapas de descomposición, y evaporando el agua restante en el cristizador, utilizando para ello el calor de absorción del carbamato.

Debe emplearse una cuba de reacción revestida de titanio, que puede resistir fácilmente las rigurosas condiciones de presión y temperatura del proceso. En otras secciones de la planta se emplea acero inoxidable de diversas calidades, según el rigor de las condiciones de funcionamiento. A la cuba de reacción y al tanque de descomposición de alta presión se les añade aire de pasivación.

El proceso de acabado es más o menos el mismo que el de otros procesos de fabricación de urea. Mediante el empleo de un cristizador, este proceso permite producir urea con un contenido de biuret del 0,25%-0,30%.

Ventajas

Se trata de un proceso sencillo, si bien se utilizan más recipientes y equipo que en el proceso de separación

La conversión en el reactor es hasta de un 72%

La planta es muy adaptable y puede funcionar, sin perder su índice de rendimiento, incluso a un 40% de su capacidad nominal

El consumo de servicios públicos es bajo para un proceso de reciclaje total

Puede obtenerse urea con un contenido de biuret muy bajo

Inconvenientes

Debido a la considerable expansión diferencial del titanio y del acero, la cuba de reacción deberá funcionar —para que pueda tener una prolongada vida útil— sin cambios bruscos de temperatura ni grandes diferencias de temperatura entre la envolvente y el revestimiento

En este proceso se utilizan complicadas bombas de carbamato y de amoníaco aspirantes e impelentes, de alta presión, que requieren un mantenimiento considerable. (Sin embargo, para este servicio se dispone ahora de bombas centrífugas fáciles de mantener.)

Propietario del proceso

Mitsui Toatsu Chemicals, Inc.

Licenciarios

Davy Powergas Ltd
Fluor Corporation
H. K. Ferguson Company, Inc.
J. F. Pritchard and Company
Lurgie Chemie und Hüttentechnik GmbH
The M. W. Kellogg Company
Toyo Engineering Corporation

Costo de una planta normal de urea de reciclaje total

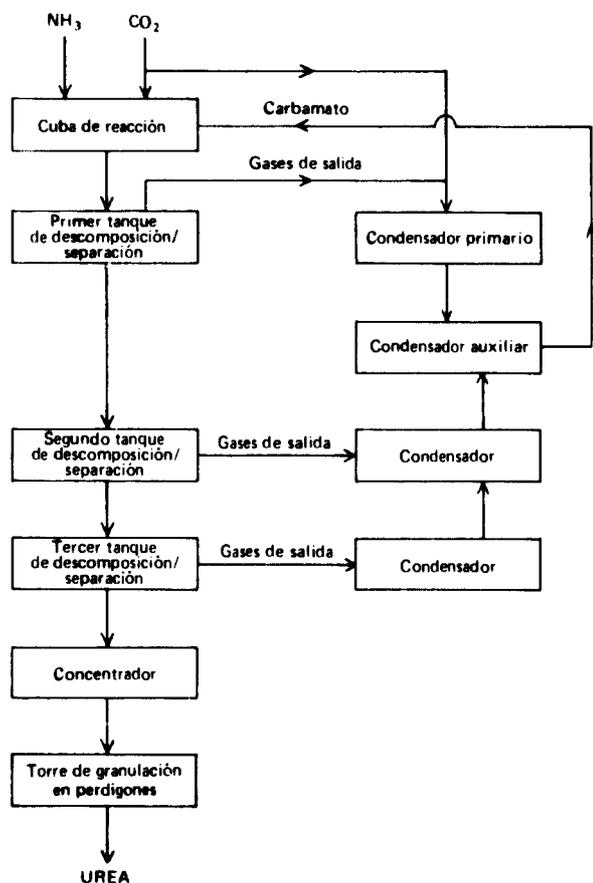
El costo indicado, en función de la capacidad diaria, se refiere a las instalaciones de producción directa de una planta de un solo ciclo construida en la zona del Golfo de México en los Estados Unidos. El costo, que no incluye los servicios, es sólo aproximado y corresponde a una extrapolación de los precios de 1967.

Capacidad diaria de producción de urea (en toneladas cortas)	Costo (en millones de dólares)
300	9
600	14
800	16
1 000	17

Proceso Montedison

En el proceso Montedison, se alimentan al reactor, que funciona aproximadamente a 200 bar y $195^{\circ}\text{--}200^{\circ}\text{C}$, amoníaco precalentado, dióxido de carbono y una solución de carbamato reciclada. La razón molar entre el NH_3 y el CO_2 se mantiene a 3,5. La conversión en la cuba de reacción es de alrededor del 60%.

La descomposición del carbamato tiene lugar en tres etapas. El efluente de la cuba de reacción se traslada al primer tanque de descomposición/separación, que funciona a 80 bar y $185^{\circ}\text{--}190^{\circ}\text{C}$,



Fabricación de urea por el proceso Montedison de reciclaje total

aproximadamente. En este tanque se evapora el exceso de amoníaco, y la mayor parte del carbamato se descompone en amoníaco gaseoso y dióxido de carbono a expensas del vapor de agua. El efluente gaseoso de esta etapa, junto con el 20% a 30% del dióxido de carbono alimentado, entra en el condensador primario, que funciona a 80 bar y 145°C. En este condensador, el excedente del amoníaco reacciona con el dióxido de carbono alimentado, formando carbamato.

Los efluentes del condensador primario se hacen pasar a un condensador auxiliar que funciona a 80 bar, pero a una temperatura inferior (alrededor de 115°C). La condensación se completa y se expulsan los gases inertes. La solución de carbamato formada en esta sección se recicla a la cuba de reacción mediante bombas de carbamato de alta presión.

La solución de urea separada en el primer tanque de descomposición/separación se hace pasar por el segundo tanque de descomposición/separación, que funciona a 12 bar, y luego al tercer tanque de descomposición/separación, que funciona a 2-3 bar.

El gas de salida del segundo tanque de descomposición/separación se condensa en un condensador, y la solución acuosa así obtenida se recicla al condensador primario. El gas de salida del tercer tanque de descomposición/separación se condensa en otro condensador, del que se recicla la solución

acuosa al condensador de media presión, en el que se trata gas de salida del segundo tanque de descomposición/separación.

El 75% de la solución de urea obtenida a la salida del tercer tanque de descomposición/separación se somete a una mayor concentración en evaporadores de vacío, y el 99,7% de fundente de urea final se pulveriza en la torre de granulación en perdigones. Los procesos de acabado son casi los mismos que los utilizados en otros procesos de fabricación de urea.

Inconvenientes

Se trata de un proceso de reciclaje total, por lo cual se requieren más equipo y recipientes que en los procesos de separación

El consumo de servicios públicos es mayor que en los procesos de separación

Las bombas de reciclaje de carbamato requieren considerable mantenimiento

El funcionamiento del proceso no es sencillo

La primera condensación tiene lugar a elevada presión

Se utilizan más recipientes a presión que en otros procesos de reciclaje total

La conversión en la cuba de reacción es sólo del 60%

Propietario del proceso

Montedison SpA

Licenciatario

The Fertilizer Corporation of India Ltd

Proceso de reciclaje de separación de gas

Proceso CPI/Allied Chemical

A diferencia de los procesos de separación y de reciclaje total, el proceso CPI/Allied Chemical recicla amoníaco sin reaccionar y dióxido de carbono como componentes puros, mediante el empleo de técnicas de extracción por disolvente a fin de separar CO₂ de los gases procedentes del tanque de descomposición. En este proceso se elimina, pues, por completo el reciclaje de la solución de carbamato.

Otra característica distintiva de este proceso es el empleo de un reactor revestido de zirconio que, por su resistencia a la corrosión, permite que las reacciones de síntesis tengan lugar a temperaturas más elevadas (hasta 230°C, aproximadamente), aumentando con ello el rendimiento de la conversión.

En la cuba de reacción se introducen amoníaco y dióxido de carbono a una razón molar de 4-4,5; la cuba funciona a una presión de alrededor de 300 bar y a temperaturas del orden de 195°-230°C. En esas condiciones, la conversión de dióxido de carbono en la cuba es hasta del 85%.

El efluente de la cuba (excedente de amoníaco, urea y carbamato sin reaccionar) pasa al tanque de descomposición primario, donde el amoníaco, el

dióxido de carbono y el agua son vaporizados en forma instantánea y destilados. Aproximadamente el 90% del dióxido de carbono sin convertir es descompuesto en el tanque de descomposición primario, y la solución de urea que contiene pequeñas cantidades del carbamato disuelto restante se hace pasar después al tanque de descomposición secundario para su descomposición final.

Los productos gaseosos de las etapas de descomposición se hacen pasar por dos torres de absorción en las que se emplea monoetanolamina para la absorción selectiva de dióxido de carbono y de humedad, dejando amoníaco puro para el reciclaje. El dióxido de carbono se regenera para su reciclaje calentando la solución rica en una columna de destilación.

La solución de urea procedente del tanque de descomposición secundario se somete a una mayor concentración en un evaporador centrífugo y se granula en perdigones. El proceso de acabado es más o menos el mismo que el utilizado en los otros procesos de fabricación de urea.

Ventajas

Se eliminan los problemas de corrosión propios del reciclaje del carbamato

No se requiere equipo de difícil manejo para bombear el carbamato

La conversión de CO_2 en urea en la cuba de reacción es hasta del 85% por cada ciclo

También se logra una mayor conversión por ciclo eliminando agua de la corriente de reciclaje, ya que el agua influye negativamente en la conversión en la cuba de reacción.

Inconvenientes

La descomposición del carbamato tiene lugar a baja temperatura y, por tanto, las correlaciones térmicas no son favorables

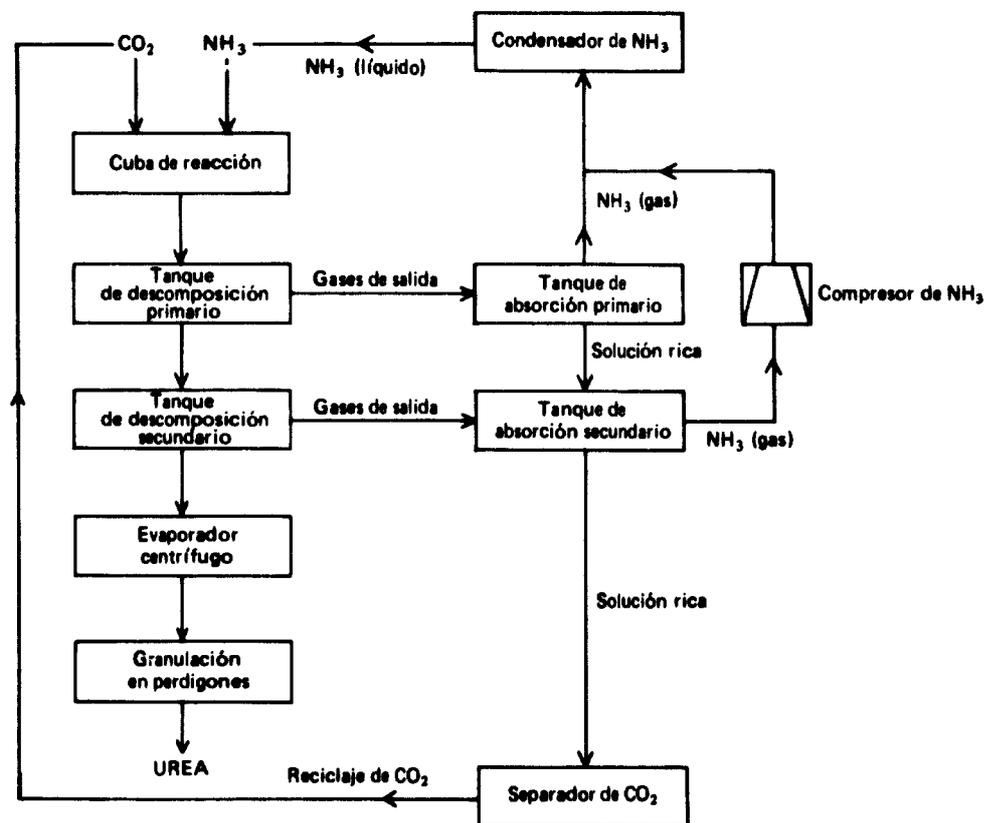
A diferencia de los otros procesos, no existe recuperación de calor en la corriente principal del proceso

La cuba de reacción funciona a presión y temperatura más elevadas, y requiere un revestimiento especial

El consumo de agua de refrigeración y de vapor es mayor, debido a la absorción adicional de CO_2 y al sistema de regeneración

Propietario del proceso

Allied Chemical Corporation



Fabricación de urea por el proceso CPI/Allied Chemical de reciclaje de separación de gases

Sulfato amónico

Para la fabricación de sulfato amónico ($(NH_4)_2SO_4$) pueden emplearse numerosos métodos, según las materias primas disponibles y las condiciones locales. Los tres métodos principales son los siguientes:

Neutralización directa (reacción del amoníaco con ácido sulfúrico)

A partir de yeso (reacción de carbonato amónico con yeso natural y obtenido como subproducto)

Tratamiento de gas de horno de coquización (depuración de este gas con ácido sulfúrico en plantas de acero)

Para cada método existen muchos procesos patentados, aunque no hay gran diferencia entre ellos. A continuación se hace una descripción general de cada método.

El costo estimado del montaje de las instalaciones de producción directa de una planta de neutralización directa de un solo ciclo, con una capacidad de 300 toneladas cortas al día, en la región del Golfo de México en los Estados Unidos de América, es de cuatro millones de dólares.

Método de neutralización directa

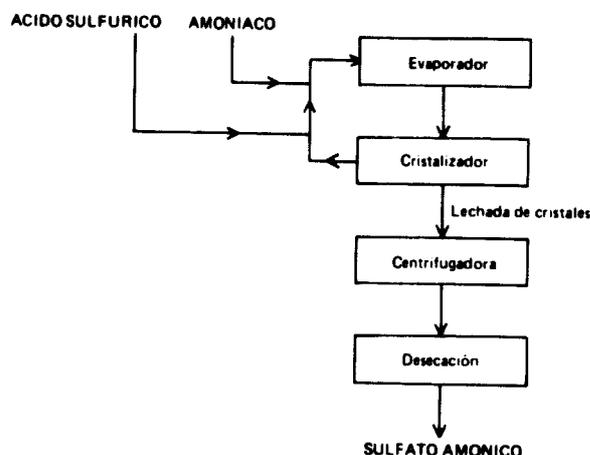
En el método de neutralización directa se produce sulfato amónico por reacción directa de amoníaco anhidro y ácido sulfúrico concentrado en cristalizadores-saturadores, que funcionan en el vacío o a la presión atmosférica.

Se introducen gas de amoníaco y ácido sulfúrico en la línea de circulación de un evaporador-cristalizador tipo "Krystal" u "Oslo", y el calor de la reacción exotérmica se utiliza para supercalentar la solución, que posteriormente es sometida a evaporación instantánea en el vaporizador en un vacío de 730-775 mbar (55-58 mm Hg). Los vapores así obtenidos se condensan, y el vacío se mantiene, mediante un condensador barométrico.

El pH de la solución del cristalizador se mantiene a 3,0-3,5. Un exceso de acidez promueve el crecimiento excesivo de cristales, además de plantear problemas de corrosión, mientras que su insuficiencia puede ocasionar pérdidas de amoníaco.

Tras la precipitación inicial de cristales, la solución contenida en el cuerpo del cristalizador se mantiene en un estado metastable de supersaturación, de modo que la solución ceda su supersaturación a un lecho de cristales en formación en el recipiente de cristales del cuerpo del cristalizador. La temperatura de éste se mantiene entre 63° y $66^\circ C$, a fin de lograr el mayor rendimiento.

La lechada de cristales procedente del cristalizador, que contiene entre un 30 y un 40% de sólidos, se bombea a centrifugadoras o filtros para separar los



Fabricación de sulfato amónico por el método de neutralización directa

cristales. Los cristales se desecan en secadores por barrido de aire hasta reducir su contenido en humedad a menos del 1%. Las aguas madres se devuelven al cristalizador a través de un tanque de aguas madres.

A la solución de sulfato se añaden pequeñas cantidades de ácido fosfórico y de trióxido de arsénico, a fin de que actúe como anticorrosivo y como modificadora del tamaño de los cristales.

Puesto que la solución de sulfato amónico es corrosiva, todas las piezas que hayan de entrar en contacto con ella se fabrican de acero inoxidable o de acero al carbono revestido de caucho.

Ventajas

Este proceso es más sencillo que el de obtención de sulfato amónico a partir de yeso, y los costos de inversión son menores

Resulta conveniente si se dispone de azufre barato

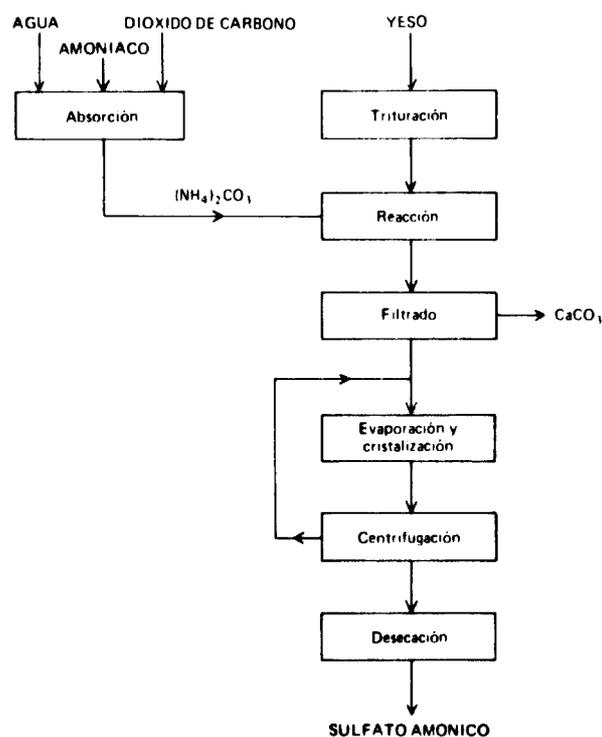
Para evaporar la solución se utiliza calor exotérmico, por lo que no se requiere vapor de agua adicional

Diversos propietarios del proceso y licenciatarios respectivos

Propietario del proceso	Licenciatarios
BASF Aktiengesellschaft	—
The Fertilizer Corporation of India Ltd	—
Chemical Construction Corporation (Chemico)	Hitachi Zosen
Mitsui Toatsu Chemicals, Inc.	Toyo Engineering Corporation
Montedison SpA	—
Showa Denko KK	—
Fisons Ltd	Davy Powergas Ltd Foster Wheeler Corporation Lurgi Chemie und Hüttentechnik GmbH
Kaltenbach et Cie SA	Davy Powergas Ltd ENSA, Cruesot-Loire Entreprises SYBETRA SA (Syndicat Belge d'Entreprises à l'Etranger) Toyo Engineering Corporation Woodall-Duckham Ltd
Stamicarbon BV	Chiyoda Chemical Engineering and Construction Company Ltd Coppée-Rust SA Sim-Chem Division, Simon Carves Ltd

Fabricación de sulfato amónico a partir de yeso

Este método, conocido también con el nombre de "proceso Mersiburg" se basa en la combinación de amoníaco y dióxido de carbono para formar carbonato amónico, al que después se hace reaccionar con yeso ($\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$) con objeto de obtener una solución de sulfato amónico y sólidos de carbonato cálcico (CaCO_3).



Fabricación de sulfato amónico a partir de yeso

En la preparación de carbonato amónico ($(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$), se obtiene primero hidróxido amónico (NH_4OH) y se hace reaccionar con dióxido de carbono. En ambas operaciones, el calor de reacción ha de eliminarse en intercambiadores enfriados con agua o con amoníaco. La absorción de amoníaco y de CO_2 puede efectuarse en torres de relleno o en dispositivos de absorción de chorro. La concentración preferida de la solución de carbonato amónico es de alrededor de 170 g/l, y la de las soluciones de amoníaco y de dióxido de carbono de 225 g/l. La formación de bicarbonato amónico (NH_4HCO_3) se evita manteniendo la razón entre NH_3 y el CH_2 del licor a 0,75-0,85.

En el proceso Mersiburg, el yeso se tritura finamente (90% por un tamiz de malla 120 de la escala Tyler). La reacción se efectúa en tanques de agitación, de madera o de acero. Para llevar a cabo la reacción se requiere un tiempo de retención total de 4 a 6 horas.

La lechada de reacción se hace pasar por un filtro de cinta transportadora continua o por un filtro giratorio. El filtrado se bombea, a través de filtros de hojas a presión hasta el tanque de solución clara de sulfato amónico, a fin de eliminar del licor las trazas finales de turbidez por carbonato cálcico.

Las operaciones de concentración, cristalización, centrifugación, desecación, etc., de la solución son las mismas que en el proceso de neutralización directa, salvo que ha de añadirse vapor de agua para calentar el licor de la solución circulante del cristizador, en

un intercambiador de calor incorporado. Con objeto de economizar vapor, en este proceso se utiliza un evaporador-cristalizador de efecto múltiple.

En el proceso en que se utiliza yeso obtenido como subproducto de una planta de ácido fosfórico, para poder obtener yeso de buena calidad con un contenido mínimo de humedad, se debe disolver el yeso en agua con objeto de eliminar las impurezas y hacer pasar la lechada resultante por filtros giratorios. La reacción, el filtrado, la evaporación y la cristalización se efectúan de la misma forma que en el proceso que utiliza yeso natural.

Ventajas

Es un buen método cuando el yeso se puede obtener fácilmente como subproducto cuya distribución podría constituir un problema o cuando resulta más barato que el azufre

Inconvenientes

A diferencia del proceso de neutralización directa, el vapor de agua requerido para concentrar la solución no se produce en el proceso

Los costos de inversión son mayores que en los procesos de neutralización directa

Las operaciones necesarias no son tan sencillas como en el caso de los procesos de neutralización directa

Diversos propietarios de procesos y licenciatarios respectivos

Procesos a partir de yeso natural

<i>Propietario del proceso</i>	<i>Licenciatarios</i>
Chemie Linz AG	Davy Powergas Ltd
The Fertilizer Corporation of India Ltd	—
Chemical Construction Corporation (Chemico)	Hitachi Zosen
Snam Progetti SpA	Barnag Verfahrens-technik GmbH C. & I./Girdler, Inc. Fluor Corporation Woodall-Duckham Ltd
Stamicarbon BV	C. F. Braun and Company Chiyoda Chemical Engineering and Construction Company Ltd Coppée-Rust SA Didier Engineering GmbH

Propietario del proceso *Licenciatarios*

Foster Wheeler Corporation
Friedrich Uhde GmbH
Humphreys and Glasgow Ltd
Krebs et Cie SA
The M. W. Kellogg Company
Sim-Chem Division,
Simon-Carves Ltd
Stone and Webster Engineering Ltd

Procesos a partir de yeso obtenido como subproducto

Propietario del proceso *Licenciatarios*

BASF Aktiengesellschaft —
The Fertilizers and Chemicals
Travancore Ltd —

Gas de horno de coquización

El amoníaco puede obtenerse como subproducto en instalaciones de carbonización de combustibles sólidos a temperaturas elevadas, tales como las plantas de coquización de la industria siderúrgica. Todo el gas producido, que contiene alrededor de 1% de NH₃, se enfría primero para separar la mayor cantidad posible de alquitrán y se hace pasar después por un saturador tipo "Bubbler" o un depurador de pulverización, donde se lava con ácido sulfúrico.

La solución de sulfato amónico formado se concentra y cristaliza después en cristalizadores. Las otras operaciones son las mismas que en los métodos de neutralización directa y de obtención de sulfato amónico a partir de yeso.

Ventajas

Este proceso es de hecho necesario en todas las plantas de hornos de coquización que dan sulfato amónico como subproducto

Propietarios del proceso y licenciatarios

Como este proceso sólo supone operaciones sencillas, no tiene propietarios determinados ni requiere conocimientos técnicos especiales, razón por la cual no han de abonarse derechos de know-how. Los diseños para este proceso seguramente podrán obtenerse de los propietarios o licenciatarios de los procesos de neutralización directa y de fabricación de sulfato amónico a partir de yeso.

Cloruro amónico

A pesar de su elevado porcentaje de nitrógeno (26%), el cloruro amónico (NH_4Cl) rara vez se utiliza como fertilizante, a causa de su contenido de cloro, de las dificultades de almacenamiento que plantea y de sus propiedades corrosivas. Sin embargo, en algunos países se emplea abundantemente, con buenos resultados, para ciertos cultivos. La producción de cloruro amónico también constituye una forma útil de aprovechar excedentes de cloro de fábricas de sosa cáustica. Los procesos más conocidos para la fabricación de cloruro amónico son los siguientes:

Proceso de neutralización directa

Proceso de reciclaje de ceniza de sosa (también conocido como proceso de las dos sales)

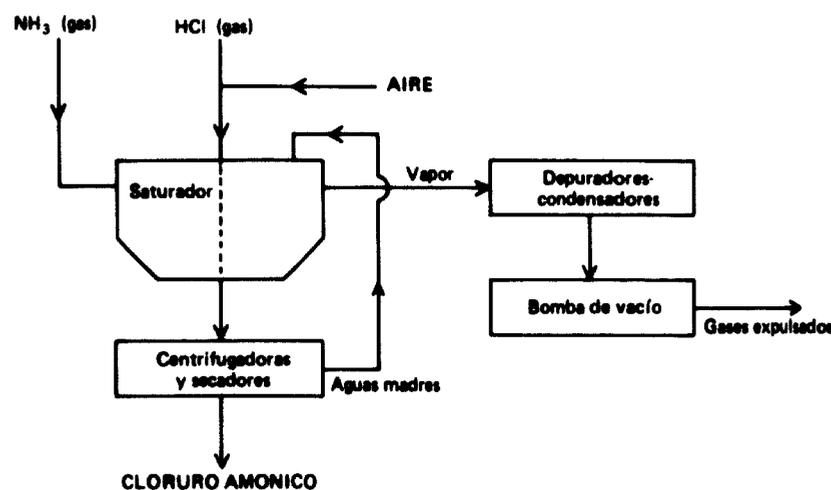
Se ha calculado en 4,5 millones de dólares el costo de montaje de las instalaciones de producción directa de una planta de neutralización directa con una capacidad de 300 toneladas cortas diarias, en la región del Golfo de México en los Estados Unidos de América. Al preparar el presente trabajo no se disponía de datos sobre el costo de las plantas de fabricación de cloruro amónico por el proceso de reciclaje de ceniza de sosa.

Proceso Uginé Kuhlmann de neutralización directa

Se hacen reaccionar vapor de amoniaco anhidro y gas de cloruro de hidrógeno (HCl) en un saturador revestido de caucho, con un fondo cónico revestido de ladrillos especiales ácidosresistentes, que funciona a la presión reducida de 330-400 mbar (25-30 cm Hg) y a una temperatura de $75^{\circ}\text{--}80^{\circ}\text{C}$. Los cristales formados se hacen pasar desde el fondo del saturador —en forma de lechada al 80%— a centrifugadoras discontinuas, en las que los sólidos se separan, se

lavan, se secan y se descargan. Si es necesario un mayor secado, se realiza en un sistema de secado instantáneo. Las aguas madres se retrobombean al saturador a través de un recipiente de almacenamiento.

El gas de HCl concentrado procedente de la planta de sosa cáustica se diluye con aire al 20% antes de que pase al saturador por un tubo aspersor vertical que entra en la solución del saturador. El gas amoniaco se rocía a través de boquillas tangenciales situadas en el lado del saturador, en el fondo cónico.



Fabricación de cloruro amónico por el proceso Uginé Kuhlmann de neutralización directa

El aire introducido con el gas de HCl proporciona suficiente agitación en el saturador. El pH de la solución del saturador se mantiene a un valor de 7 o ligeramente superior, a fin de impedir la corrosión del acero inoxidable utilizado en la planta. Un pH más alto originaría, en cualquier caso, una pérdida de amoníaco.

El vapor procedente del saturador pasa a través de dos depuradores—condensadores autónomos de humectación antes de ser extraído por una bomba de vacío húmeda.

Las trazas de cloro libre presentes en el gas de HCl pueden combinarse con amoníaco, especialmente en un medio ácido, y formar tricloruro de nitrógeno, producto altamente explosivo. Para evitar esta combinación y a fin de aislar el gas de HCl en casos de emergencia, se vigila de continuo el gas de HCl haciendo pasar una muestra del mismo en forma de burbujas a través de una solución de yoduro potásico y de almidón. El color azulado de la solución indica la presencia de cloro libre.

Puesto que el cloruro amónico tiende a aglomerarse en forma muy compacta durante su almacenamiento, normalmente se almacena en sacos higrófilos. Si se toman las debidas precauciones, el cloruro amónico fabricado por este proceso podrá satisfacer las normas industriales pertinentes y los requisitos de la farmacoepa.

Ventajas

- El producto obtenido es bastante puro
- Este proceso es un buen medio para consumir los excedentes de cloro de las plantas de sosa cáustica
- El proceso es muy sencillo

Inconvenientes

- Las partes del cristalizador que han de estar en contacto con el líquido deben revestirse de ladrillo

ácidorresistente, que llevará a su vez un revestimiento de caucho; no puede utilizarse acero inoxidable.

El HCl ha de estar libre de Cl_2 , a fin de impedir que forme compuestos explosivos con el NH_3 .

Propietario del proceso

Ugine Kuhlmann SA

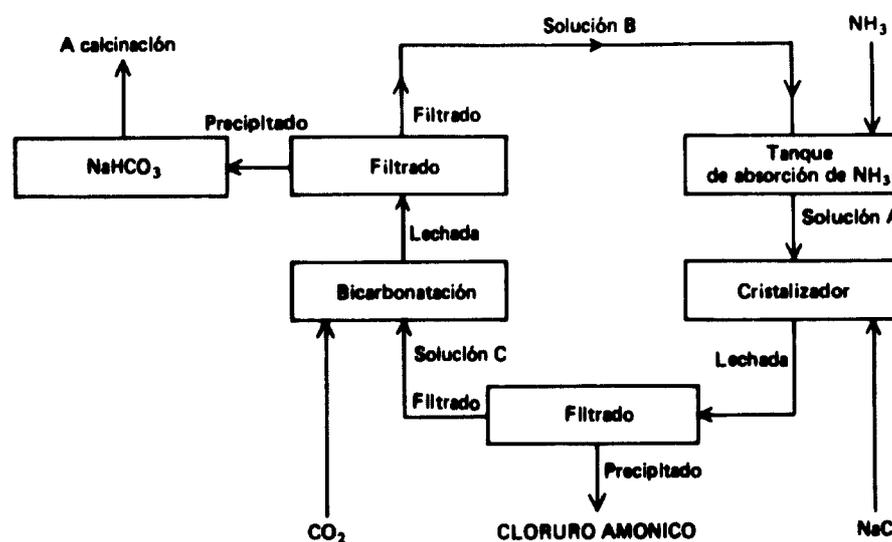
Licenciatario

Krebs et Cie SA

Proceso Asahi Glass de reciclaje de ceniza de sosa

El proceso Asahi Glass para la fabricación de cloruro amónico es una modificación del proceso Solvay de fabricación de ceniza de sosa. En el proceso Solvay, una solución amoniacal de aproximadamente el 30% de cloruro sódico (NaCl) se trata con dióxido de carbono en grandes torres de absorción, con objeto de formar carbonato amónico. La carbonatación adicional produce bicarbonato amónico. La adición de cloruro sódico da lugar a la formación de bicarbonato sódico (NaHCO_3) y de cloruro amónico. El bicarbonato sódico se separa por centrifugación y se calcina para producir carbonato sódico (Na_2CO_3) y dióxido de carbono, que es reciclado. Una vez separado el bicarbonato sódico, las aguas madres se hacen reaccionar con una solución de calcio, a fin de recuperar amoníaco para su reutilización en el proceso. El amoníaco no es una materia prima del proceso, pero debe agregarse en pequeñas cantidades para compensar pérdidas.

En el proceso Asahi Glass, se disuelve amoníaco en la solución de bicarbonato amónico (solución B) resultante tras la separación del bicarbonato sódico de la lechada procedente de las torres de bicarbonatación, muy similares a las utilizadas en el proceso Solvay tradicional (véase el diagrama simplificado).



Fabricación de cloruro amónico por el proceso Asahi Glass de reciclaje de ceniza de sosa (diagrama simplificado)

En esta fase se agrega la cantidad total de amoníaco necesario para todo el proceso, siendo ésta su característica más importante, pues impide la codeposición de bicarbonato sódico en la fase subsiguiente de precipitación del cloruro amónico.

La solución amoniacal (solución A), obtenida añadiendo amoníaco a la solución B, se enfría a 0° - 25° C, y se agrega sal común en forma sólida. La sal se disuelve, y el cloruro amónico precipitado se filtra y se seca. Las aguas madres obtenidas después del filtrado (solución C) se calientan por intercambio de calor con la solución A y se envían a las torres de carbonatación, donde se añade CO_2 .

Mediante las operaciones de filtrado o centrifugación se separa el bicarbonato sódico, que es convertido por calcinación en carbonato sódico. El CO_2 liberado vuelve a utilizarse.

A diferencia del proceso Solvay, este proceso requiere equipo para lavar la sal sólida y para la producción de cloruro amónico, así como cristalizadores, filtros, secadores, equipo de refrigeración, etc. Además, debe suministrarse amoníaco, tal vez de la misma fuente que proporciona el CO_2 para la bicarbonatación.

Debido a que las aguas madres se hacen circular, es necesario prestar especial atención, en todo el

sistema, al balance de agua. El agua de lavado que entra en el sistema procedente del lavado de cloruro amónico y del bicarbonato sódico, etc., es sometida a un estrecho control.

Como el cloruro amónico es corrosivo, el material de construcción del equipo del proceso debe ser de acero revestido de caucho, de plásticos especiales o de aceros inoxidable.

Ventajas

Se precisa menos cloruro sódico que en el proceso Solvay normal

Se fabrican dos productos al mismo tiempo: un fertilizante y un producto químico industrial

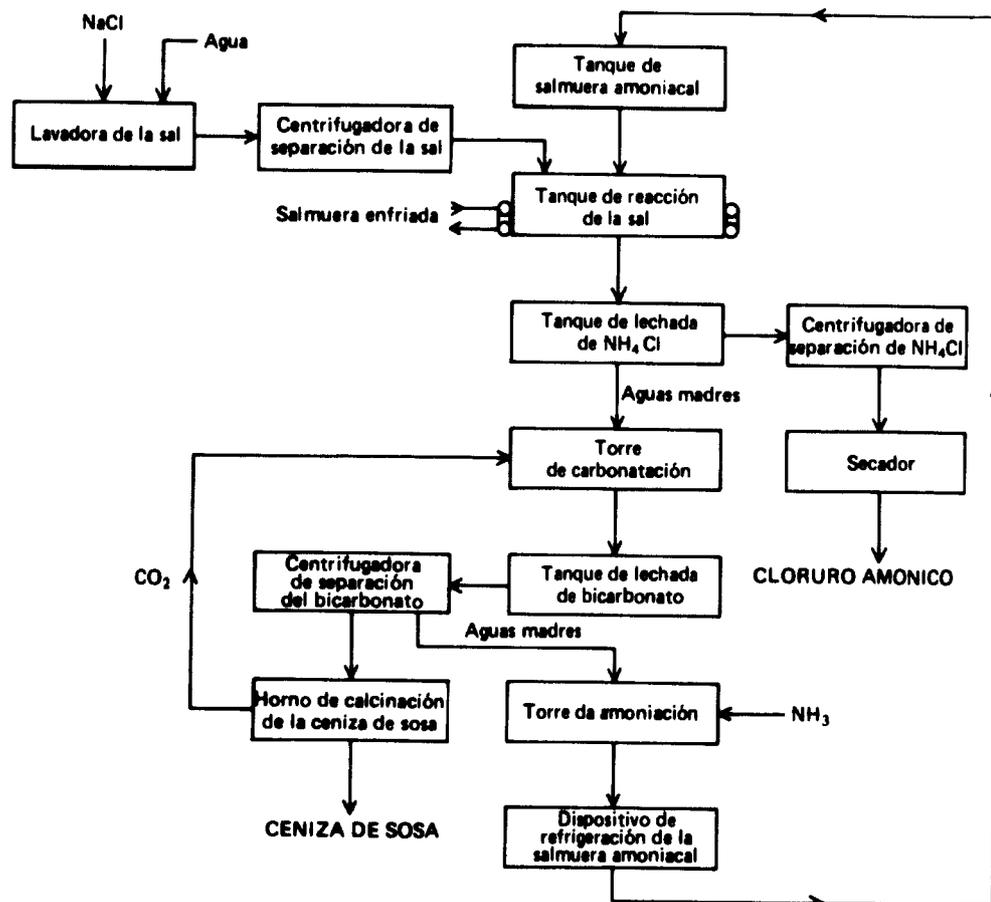
Por no utilizarse gas de HCl, se plantean menos problemas de corrosión que en el proceso de neutralización

Inconvenientes

Requiere una planta de amoníaco como fuente de este producto y de CO_2

Propietario del proceso

Asahi Glass Company Ltd



Fabricación de cloruro amónico por el proceso Asahi Glass de reciclaje de ceniza de soda (diagrama)

Acido nítrico

El método más importante para la fabricación de ácido nítrico (HNO_3) es la oxidación catalítica del amoníaco. Se mezcla aire precalentado con amoníaco sobrecalentado, a fin de darle una concentración del 12% al 14%. De esta mezcla se obtiene monóxido de nitrógeno (NO) por descomposición térmica sobre un catalizador compuesto de varias capas de tela metálica de mallas finas de platino y rodio. El NO reacciona con oxígeno atmosférico, formando dióxido de nitrógeno (NO_2). Añadiendo oxígeno atmosférico y agua adicionales, el NO_2 se convierte finalmente en ácido nítrico (HNO_3).

En este proceso se mantienen presiones de 1-11 bar y temperaturas de 800° - 900° C. Los valores exactos dependen del tipo de proceso.

La presión afecta negativamente al grado de oxidación del amoníaco, pero aumenta la velocidad de absorción de los óxidos de nitrógeno (NO_x) en agua y en ácido nítrico diluido. La velocidad aumenta en proporción al cubo de la presión.

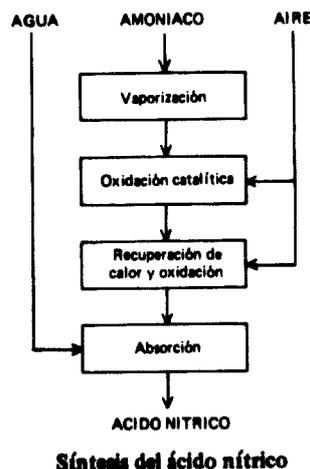
Los procesos de fabricación del ácido nítrico se dividen en dos clases generales:

a) Procesos de monopresión, en que la oxidación y la absorción del amoníaco tienen lugar a presiones iguales;

b) Procesos de presión mixta, en los que la oxidación y la absorción del amoníaco tienen lugar a presiones diferentes.

Los costos que se indican en el cuadro siguiente se refieren a instalaciones de producción directa ubicadas en la región del Golfo de México en los Estados Unidos de América. Los costos comprenden suministro, montaje y almacenamiento de 750 t (800 t cortas), y corresponden a cálculos aproximados basados en precios de 1967. Las cifras indicadas no comprenden el costo de ningún tipo de servicio. El HNO_3 producido tiene una concentración del 50% al 60%.

Capacidad diaria		Costo estimado
(t)	(toneladas cortas)	(millones de dólares)
275	300	6,9
550	600	9,2
730	800	10,3



Proceso Uhde

Existen tres variantes del proceso Uhde: una basada en la combustión atmosférica; otra, en la combustión y absorción a presiones iguales; y una tercera en que la combustión y la absorción tienen lugar a presiones elevadas diferentes.

1. Combustión atmosférica (proceso de presión mixta)

Una mezcla de aire precalentado y de amoníaco sobrecalentado es enviada al quemador, en el que los gases se hacen pasar sobre telas metálicas de un catalizador de platino y rodio aleados, a fin de convertir el amoníaco en una mezcla de NO y NO₂. Con objeto de lograr una mayor recuperación de calor, los quemadores están concebidos de modo que permitan la oxidación parcial del NO para su conversión en NO₂. El calor de reacción se utiliza para generar vapor de agua sobrecalentado y calentar el gas de salida procedente del absorbedor. El vapor y el gas de salida se emplean en turbinas para el accionamiento de compresores de aire o de NO_x, según el proceso.

Tras la recuperación del calor, el gas es enfriado y comprimido en un compresor de NO_x a una presión de 3-5 bar. A continuación se le hace pasar por una torre de absorción en la que el gas absorbe agua, formándose ácido nítrico. Estas torres de absorción están diseñadas en forma de columnas de placas perforadas provistas de serpentines internos de enfriamiento.

Los gases procedentes de las torres de absorción se calientan mediante productos de combustión calientes, y se emplean para accionar el compresor de NO_x en combinación con el vapor de agua sobrecalentado producido en el quemador.

El vapor se produce mediante el empleo del calor exotérmico de la reacción (que tiene lugar en el quemador) en los serpentines de agua de circulación forzada situados en el recipiente del quemador de acero al carbono, debajo de las telas metálicas del catalizador. Esto permite un diseño integrado, con el consiguiente ahorro de espacio.

2. Combustión y absorción a presión igual (proceso de monopresión)

En este proceso, la combustión y la absorción se efectúan a la misma presión (4-10 bar). No hay riesgo de corrosión porque se comprime aire en lugar de NO_x; este riesgo existe cuando se emplea una presión mixta, en cuyo caso la compresión de NO_x constituye una operación crítica. El compresor de aire es accionado por la turbina de expansión de gases de salida y la turbina de vapor de agua generado.

Este proceso permite una concentración del NO_x de aproximadamente 600 ppm en el gas de salida. Esta concentración puede reducirse después a 200 ppm mediante depuración cáustica.

Aparte de estas características, el proceso de combustión y absorción a presión igual comprende la misma serie de operaciones que el proceso de combustión atmosférica.

3. Combustión y absorción a presiones elevadas diferentes (proceso de presión mixta)

En este proceso, la combustión se efectúa a una presión de 3-5 bar y la absorción a 11 bar. Para aumentar la presión tras la fase de combustión, se requiere un compresor de NO_x. Los compresores de aire y de NO_x son accionados mediante una turbina de expansión de gases de salida y una turbina de vapor de agua generado, combinadas en un conjunto de turbocompresores de eje único.

Debido a la elevada presión utilizada para la fase de absorción, el contenido de NO_x en los gases de salida puede reducirse hasta 200 ppm.

Aparte de esas diferencias, los detalles del proceso y de las secuencias de funcionamiento son más o menos los mismos que en las otras dos variantes.

Comparación de las tres variantes

En el cuadro siguiente se comparan datos sobre las tres variantes citadas. Los valores correspondientes al consumo de energía y de catalizadores y a la producción de vapor de agua se han calculado por toneladas de ácido puro.

Concepto	1	2	3
Presión de trabajo (bar)			
Combustión	1	5	3
Absorción	5	5	10
Rendimiento en nitrógeno (%)	> 97	96	96,5
Concentración máxima del ácido (%)	70	70	70
Consumo de energía eléctrica (kWh)	9	9	10
Vapor de agua producido para uso externo (t a 40 bar y 400°C)	0,31	0,35	0,2
Pérdida neta de platino (mg)	15	80	40
Rendimiento de la conversión	Elevado	Inferior	Inferior
Inversión de capital	Elevada	Baja	Mínima
Compresores necesarios			
Aire	1	1	1
NO _x	1	—	1
NO _x en los gases de salida (ppm)	> 600	600	200

Propietario del proceso

Friedrich Uhde GmbH

Proceso Grande Paroisse

El proceso Grande Paroisse es un proceso de presión mixta consistente en la combustión a presión media (3-4 bar) y la absorción a presión elevada (7-8 bar).

Los productos de combustión salen del quemador y son progresivamente enfriados por intercambio de calor en un sobrecalentador de vapor de agua, en una caldera de recuperación y en un condensador, antes de ser comprimidos a 7-8 bar en un compresor de NO_x.

En este proceso, el contenido de NO_x de los gases de salida, tras la fase de absorción, es normalmente de unas 500 ppm que puede reducirse a 200 ppm mediante el empleo de otra torre de absorción adicional.

Básicamente, el proceso y la secuencia de operaciones son los mismos que en el proceso Uhde, salvo en lo relativo al diseño de los distintos elementos de equipo, en especial de los quemadores y las torres de absorción.

Ventajas

Los costos de inversión son menores en este proceso que en el de combustión a la presión atmosférica

El contenido de NO_x de los gases de salida es de alrededor de 500 ppm en el caso de una planta normal

Inconvenientes

Debido a la combustión a presión media, la conversión de amoniaco es más reducida y el consumo de catalizador es mayor que cuando se opera a la presión atmosférica. El consumo de catalizador es de aproximadamente 90 mg por tonelada de ácido nítrico puro

El funcionamiento a presión mixta elevada hace necesario un compresor de NO_x

Propietario del proceso

Société Chimique de la Grande Paroisse

Proceso Pintsch-Bamag

En este proceso se utilizan métodos de monopresión y de presión mixta a presiones baja, media o elevada (1-3 bar, 3-5 bar, y 7-11 bar, respectivamente). El proceso y la secuencia de operaciones seguidos son los mismos que en los procesos descritos anteriormente. Las principales diferencias radican en el diseño de los quemadores y de los absorbedores.

El proceso Pintsch-Bamag emplea dos torres de absorción equipadas de placas perforadas. La mayor

parte del óxido de nitrógeno que entra en la primera torre de absorción se transforma por oxidación en dióxido en la parte inferior de la torre, y es luego absorbida en el flujo descendente de ácido débil producido por la introducción de agua químicamente pura en la segunda torre. Al llegar a la placa de absorción final situada en la parte inferior de la primera torre de absorción, el ácido nítrico tiene la máxima concentración y es extraído. El calor liberado durante la absorción se elimina mediante una corriente de agua que circula por los serpentines de enfriamiento de las placas.

En el cuadro siguiente figuran algunos datos sobre las distintas variantes. Los valores se refieren a una tonelada de ácido puro.

Concepto	Presión media	Presión elevada
Rendimiento total de nitrógeno (%)	96	96
Consumo de energía (kWh)	12	10
Pérdida de platino (mg)	130	300
Exceso de vapor (t)	0,7	0,5
NO _x en los gases de salida (ppm)	800	500

El contenido NO_x de los gases de salida aumenta a 1.200 ppm en la variante de baja presión.

Ventajas

Ese proceso tiene todas las ventajas normales de los procesos de baja, media y alta presión

Inconvenientes

En este proceso se emplean dos torres de absorción

El contenido en NO_x de los gases de salida es elevado cualquiera que sea la presión utilizada (véase el cuadro)

Tiene todos los inconvenientes propios de los procesos de baja, media y alta presión

Para el proceso de presión media se requiere un compresor de NO_x

Propietario del proceso

Bamag Verfahrenstechnik GmbH

Licenciatario

Davy Powergas Ltd

Proceso Stamicarbon

Se trata de un proceso de monopresión, bien sea de una presión media de 4-7 bar o a una presión elevada de 7,5-10 bar. El método y la secuencia de operaciones son más o menos los mismos que en los procesos anteriormente descritos, con algunas diferencias en cuanto al equipo.

La absorción tiene lugar en una columna de placas provista de refrigeradores internos y no en columnas de relleno (sistema anteriormente utilizado por Stamicarbon).

En el cuadro siguiente figuran algunos datos sobre ambas variantes (por tonelada de ácido puro). Para reducir los niveles de NO_x a 200 ppm o menos, ha de emplearse un proceso catalítico adicional.

Concepto	Presión media	Presión elevada
Contenido de NO_x de los gases de salida (ppm)	1.000	800
Concentración del ácido producido (%)	55	65
Consumo de catalizador antes de la recuperación (mg)	95	170
Consumo de energía eléctrica (kWh)	8	8
Exceso de vapor (t)	0,550	0,20

Ventajas

Para este proceso no se necesita compresor de NO_x

Sólo se requiere un absorbedor

Inconvenientes

La variante de alta presión tiene un menor rendimiento de conversión del amoníaco y consume más catalizador que la variante de presión media

Los costos de inversión son inferiores en el caso de la variante de alta presión que en el de la variante de presión media

Propietario del proceso

Stamicarbon BV

Licenciarios

Arthur McKee and Company

C. F. Braun and Company

Chiyoda Chemical Engineering and Construction Company Ltd

Coppée-Rust SA

Didier Engineering GmbH

Foster Wheeler Corporation

Friedrich Uhde GmbH

Humphreys and Glasgow Ltd

Krebs et Cie SA

The M. W. Kellogg Company

Sim-Chem Division, Simon-Carves Ltd

Stone and Webster Engineering Corporation

Proceso Weatherly

Se trata de un proceso de monopresión que funciona a 9 bar, aproximadamente, tanto en la combustión como en la absorción.

Se mezcla aire precalentado a unos 260°C con amoníaco gaseoso, y se hace pasar la mezcla a través de una tela metálica de catálisis situada en la unidad de combustión, que funciona a 900°C . La recuperación de calor de este gas caliente comprende el calentamiento de los gases de salida, el precalentamiento de aire, la obtención de vapor de agua, como subproducto para el accionamiento de turbinas, de vapor de agua para uso externo, etc.

Los intercambiadores de calor, junto con el convertidor de amoníaco y de la tela metálica de platino, están montados horizontalmente en batería, formando una unidad compacta que permite una elevada recuperación de calor y ahorro de espacio. Esta disposición también permite obtener dióxido, mediante la oxidación parcial de monóxido de nitrógeno, antes de que la corriente del proceso se condense.

El gas del proceso parcialmente enfriado procedente del intercambiador de calor pasa a un refrigerador-condensador especial de haces tubulares, en el que se forma una parte de ácido débil tan pronto como el vapor de agua producido en la oxidación del amoníaco se condensa y absorbe una porción de dióxido de nitrógeno. Este ácido débil se separa y se introduce en la bandeja intermedia de la torre de absorción, mientras que la fracción de gas entra en la parte inferior de la misma. En la torre de absorción de grandes dimensiones, el dióxido de nitrógeno reacciona con agua, formando ácido nítrico. En la torre se obtiene ácido nítrico de una concentración de alrededor del 58%.

Los gases de salida pasan por un quemador de catálisis que utiliza como combustible gas natural o gases de desecho de una planta de amoníaco. Esta combustión reduce los óxidos residuales de nitrógeno, de modo tal que los gases finales de salida forman una corriente incolora que consiste principalmente en nitrógeno, oxígeno y dióxido de carbono. La corriente de desecho depurada pasa por una turbina de expansión, que proporciona parte del impulso necesario para accionar el compresor principal antes de que los gases sean expulsados a la atmósfera a través de una chimenea.

El rendimiento total de nitrógeno es del 95%.

Ventajas

Por tratarse de un proceso de monopresión, no es necesario el compresor de NO_x

Los gases de salida pasan por un proceso catalítico para la reducción de los gases de NO_x . Los gases de salida son, por tanto, incoloros y libres de riesgos de contaminación

Puede disponerse de vapor de agua para uso externo

Inconvenientes

Se trata de un proceso de monopresión a presión elevada. Aunque los costos de inversión y de

funcionamiento son bajos, el rendimiento de la conversión de amoníaco es más bajo y el consumo catalítico es mayor que en el proceso de combustión atmosférica

Propietario del proceso

The D. M. Weatherly Company

Proceso Chemico

El proceso Chemico es un proceso de monopresión que funciona a 8 bar. El método y las secuencias de funcionamiento seguidos son más o menos los mismos que en los otros procesos de que ya se ha tratado, salvo diferencias de poca importancia en cuanto al método de recuperación de calor y a la clase de equipo utilizado.

En este proceso no se utiliza un precalentador de aire independiente, sino que en la mezcladora se insufla aire a 230°C utilizando para ello el calor de compresión del compresor mediante un cuidadoso ajuste del interenfriador de éste.

Al igual que en los otros procesos, el calor se recupera de varias formas, dependiendo la forma elegida de las condiciones propias de la planta.

Ventajas

Al igual que en los otros procesos de monopresión elevada, los costos de inversión y de funcionamiento son bajos

En este proceso no se emplea compresor de NO_x

Inconvenientes

El consumo de catalizador es elevado y el rendimiento de la conversión de amoníaco es bajo (93%)

Propietario del proceso

Chemical Construction Corporation (Chemico)

Proceso SBA

El proceso SBA es un método de presión mixta en el que la combustión tiene lugar a 3 bar y la absorción a 7-9 bar.

Se mezcla aire filtrado, comprimido a 3 bar, con gas amoníaco, y el gas resultante se introduce en el quemador. El quemador consiste en varias telas metálicas de platino y de rodio y funciona a 850°C, aproximadamente.

El calor de reacción se recupera en forma de vapor de agua sobrecalentado. Los productos de combustión se enfrían después mediante la producción de vapor y el precalentamiento del agua de alimentación de la caldera. El agua formada en la

reacción se condensa, y los óxidos de nitrógeno se comprimen ulteriormente a una presión de 7-9 bar en la segunda etapa del compresor centrífugo de aire. El gas pasa luego por una serie de intercambiadores de calor, entrando finalmente en la columna de absorción.

Esta columna de absorción es del tipo de placa perforada, y está provista de un sistema muy eficaz de serpentines de enfriamiento interior. Se alimenta agua al proceso en la parte superior del absorbedor y se extrae ácido bruto de la base. La presión del gas se reduce después a 4 bar y el gas se hace pasar a una columna de oxidación y desnitración antes de ser recalentado a 400°C en un sistema de recuperación de calor. Se le inyecta una pequeña cantidad de hidrocarburo y se hace pasar la mezcla sobre un catalizador, que provoca la combustión de hidrocarburos a expensas del oxígeno residual y vuelve a convertir en óxido nítrico la mayor parte del dióxido de nitrógeno. El gas se emplea luego a 600°C para alimentar una turbina de recuperación que acciona el compresor de aire y de óxido nítrico y una turbina de vapor.

Quedan disponibles para uso externo unos dos tercios del vapor de agua producido en la oxidación del amoníaco, es decir, casi 750 kg por tonelada de ácido nítrico puro producido.

La concentración normal del ácido producido es del 60% al 62%, pero puede obtenerse ácido de una concentración de hasta el 70% mediante una nueva técnica SBA y refrigeración por amoníaco.

Ventajas

Se trata de un proceso de presión mixta elevada, por lo que los costos de inversión son inferiores a los del proceso de combustión atmosférica

El proceso y su funcionamiento son sencillos

Los gases de salida de la torre de absorción son casi incoloros

Inconvenientes

Normalmente se produce ácido con una concentración de sólo 60% a 62%

El rendimiento de conversión del amoníaco es inferior y la conversión del catalizador es mayor que en el proceso de combustión atmosférica

Se requiere un compresor de NO_x

Propietario del proceso

Société Belge de l'Azote et des Produits Chimiques du Marly (SBA)

Proceso Ugine Kuhlmann

Se trata de un proceso de presión mixta, en el que la combustión tiene lugar a la presión atmosférica y la absorción a 5,4 bar.

La reacción catalítica se efectúa a la presión atmosférica con objeto de conseguir la máxima conversión de amoniaco y un desgaste mínimo de la tela metálica de platino. El rendimiento total de nitrógeno es de 97%. El quemador funciona a una temperatura de 810°-820°C. La distribución y la mezcla homogéneas del gas se consiguen mediante un dispositivo especial de mezcla previsto en el quemador. La caldera de recuperación de calor es de circulación natural. Se obtiene excedente de vapor, que puede proporcionarse a quienes estén interesados.

La torre de absorción es del tipo de placas, y el ácido obtenido tiene una concentración del 69%.

Ventajas

Debido al empleo de la combustión atmosférica, el rendimiento de conversión total del nitrógeno es del 97%

El empleo de placas de sujeción en el absorbedor evita el desprendimiento del NO_x durante la puesta en marcha

Inconvenientes

Los costos de inversión son elevados, pero se ven compensados hasta cierto punto por el bajo consumo de catalizador y el gran rendimiento de absorción del proceso

Es necesario un compresor de NO_x

Propietario del proceso

Ugine Kuhlmann SA

Licenciataro

Bignier Schmid Laurent SA

Proceso Fauser-Montedison

Se trata de un proceso de monopresión que funciona a 5-6 bar. La secuencia del proceso es igual a la de cualquier otro proceso de fabricación de ácido nítrico, como los de compresión de aire, oxidación catalítica del amoniaco, y refrigeración y absorción de NO_x.

Se comprime aire a 5-6 bar mediante un compresor centrífugo o axial, normalmente acoplado a una turbina de gas, que expande los gases de salida previamente calentados, y a una turbina de vapor de condensación, que utiliza parte del vapor de agua generado en la planta. El aire se mezcla con amoniaco y se alimenta al quemador. El quemador es de un tamaño adecuado para asegurar la distribución uniforme, sobre el catalizador, de la mezcla de aire y de amoniaco. Una velocidad apropiada de la corriente de gas evita cualquier reflujo del gas reaccionado al catalizador, asegurando con ello una larga duración de la tela metálica del catalizador.

El calor de reacción del reactor (quemador) se recupera para generar vapor de agua sobrecalentado y para calentar los gases de salida antes de su expansión en una turbina. El vapor de agua producido se halla a una presión de 20 bar y a una temperatura de 350°-400°C. Los gases de salida se calientan a 400°C.

La condensación del agua, en la que se produce ácido nítrico al 30%-35%, tiene lugar en un intercambiador vertical normal acuatubular de acero inoxidable tipo 304.

La absorción NO_x por agua para producir ácido nítrico se realiza en dos columnas de bandejas. La primera parte de la columna cuenta con un sistema de refrigeración para la continua eliminación de calor de las corrientes gaseosas y líquidas. La corriente gaseosa que entra en la columna de absorción se mezcla con una corriente de aire medida. La concentración de ácido alcanzada en el proceso es del 58% al 65%. El rendimiento total de nitrógeno es del 95% al 96%, aproximadamente. El contenido en NO_x de los gases de salida es de alrededor del 0,20% en volumen a 30°C.

Ventajas

Por tratarse de un proceso de monopresión, no se requiere compresor de NO_x

Inconvenientes

Se utilizan dos torres de absorción

El contenido en NO_x de los gases de salida es elevado (aproximadamente un 0,2% en volumen a 30°C)

Propietario del proceso

Montedison SpA

Proceso C. & I./Girdler

Se trata de un proceso de monopresión/presión elevada, y es una adaptación del proceso Dupont de alta presión.

Se mezclan aire y amoniaco en una mezcladora especialmente diseñada, provista de boquillas de distribución de gas que aseguran una distribución uniforme sobre la superficie del catalizador; de la mezcladora, el gas se hace pasar al convertidor. La mezcla resultante de óxidos de nitrógeno, vapor de agua, oxígeno y nitrógeno sale del convertidor y pasa por una serie de intercambiadores de calor, que recuperan el calor de los gases y completan esencialmente la oxidación del amoniaco para su conversión en dióxido de nitrógeno. Estos intercambiadores comprenden un recalentador (que recalienta los gases de salida para la recuperación de calor en expansores que accionan el compresor de aire), un sobrecalentador, un intercambiador de calor residual (que genera vapor de agua), y un refrigerador/condensador (en el que se utiliza agua para condensar los gases calientes y enfriarlos a la

temperatura correcta para su admisión en la columna de absorción).

Los gases no condensados entran en la torre de absorción y fluyen en sentido ascendente a través de las bandejas de la columna, a contracorriente del agua utilizada como medio de absorción. Los gases de salida procedentes de la torre de absorción pasan por el recalentador y van a parar a una unidad catalítica de eliminación de humos, en la que el gas combustible que se quema en un catalizador es utilizado para decolorar el gas. El gas incoloro se expande en la turbina que acciona el compresor de aire.

El contenido en NO_x de los gases de salida es inferior al 0,2% en volumen.

Ventajas

Por tratarse de un proceso de monopresión no se requiere compresor de NO_x

Los costos de inversión son menores que en el caso del proceso de combustión atmosférica

Inconvenientes

Tiene todos los inconvenientes de un proceso de alta presión

Propietario del proceso

C. & I./Girdler, Inc.

Nitrato amónico

Hay varios procesos patentados de fabricación de nitrato amónico (NH_4NO_3) que se basan en diferentes combinaciones de métodos de neutralización, evaporación, deshidratación y lavado. El nitrato amónico sólido se obtiene en forma de perdigones, de cristales y de gránulos, solo o en combinación con otras sustancias fertilizantes.

En el cuadro siguiente se indican los costos de distintas plantas de un solo ciclo ubicadas en la región del Golfo de México en los Estados Unidos de América. Los costos corresponden a las instalaciones de producción directa y no comprenden el de instalaciones de producción de ácido nítrico. Se trata de un cálculo aproximado basado en precios de 1967.

Capacidad diaria		Costo
(t)	(toneladas cortas)	(millones de dólares)
275	300	5,3
550	600	8,5
730	800	10,3
910	1 000	12,2

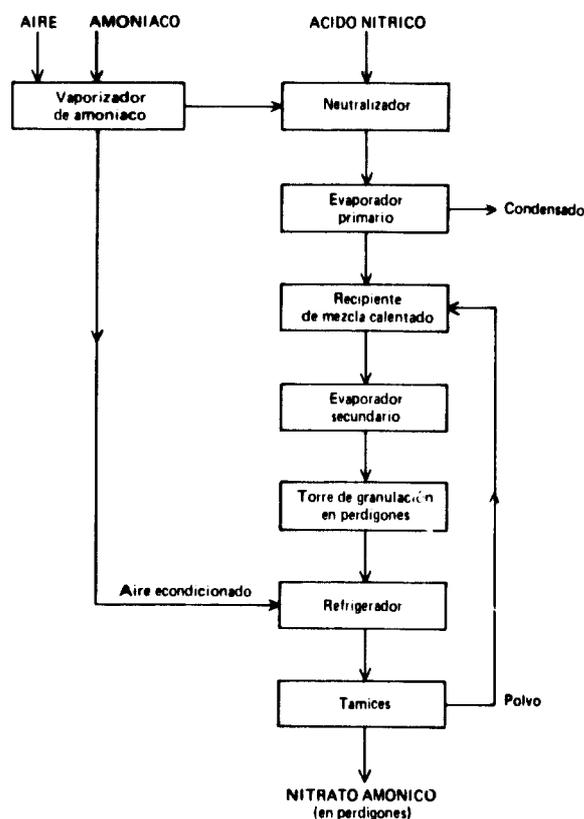
Proceso Kaltenbach

En el proceso Kaltenbach se utiliza un neutralizador a presión para producir nitrato amónico en perdigones con un contenido de nitrógeno del 34,5%.

En un neutralizador que funciona a 4,4 bar y 175°C se introducen cantidades medidas de amoníaco anhidro y de ácido nítrico al 55%. En el neutralizador se obtiene una solución de nitrato amónico de una concentración de aproximadamente el 80%. El calor exotérmico de reacción del neutralizador produce vapor de agua, que es utilizado para la evaporación en etapas posteriores. Si se emplea ácido al 64%, puede producirse alrededor de una tonelada de vapor por cada tonelada de amoníaco neutralizado. El consumo de vapor por tonelada de nitrato amónico puro producido es de alrededor de 0,155 t.

La solución de nitrato amónico pasa después al evaporador primario, donde se concentra al 95%, utilizándose para ello un evaporador de película descendente en el que se emplea vapor de agua como medio calorífico.

La solución del evaporador primario se mezcla luego con finos reciclados (es decir, polvo procedente de la etapa final del proceso) en un recipiente calentado, bombeándola después a un segundo evaporador de película descendente situado en la parte superior de la torre de granulación en perdigones, donde se concentra al 99,8%.



Fabricación de nitrato amónico por el proceso Kaltenbach

A esa concentración, la solución de nitrato amónico es pulverizada en la torre de granulación en perdigones. En esta torre, las gotículas se solidifican, endurecen y enfrían al caer en una contracorriente de aire. Los perdigones son sometidos a enfriamiento adicional, con aire utilizado para la evaporación del amoníaco, y se tamizan antes de su almacenamiento. El polvo que sale de los tamices se mezcla con una solución de nitrato amónico procedente del evaporador primario y se recicla.

Ventajas

La mayor parte del vapor de agua necesario para concentrar la solución de nitrato amónico es generada por el calor producido en el neutralizador

El consumo de energía eléctrica por unidad de nitrato amónico puro producido es bastante bajo (aproximadamente, 15,5 kWh/t)

Inconvenientes

Hacer funcionar un neutralizador a presión elevada no resulta tan sencillo como a la presión atmosférica

Los costos de inversión son superiores a los de un sistema neutralizador a la presión atmosférica

Propietario del proceso

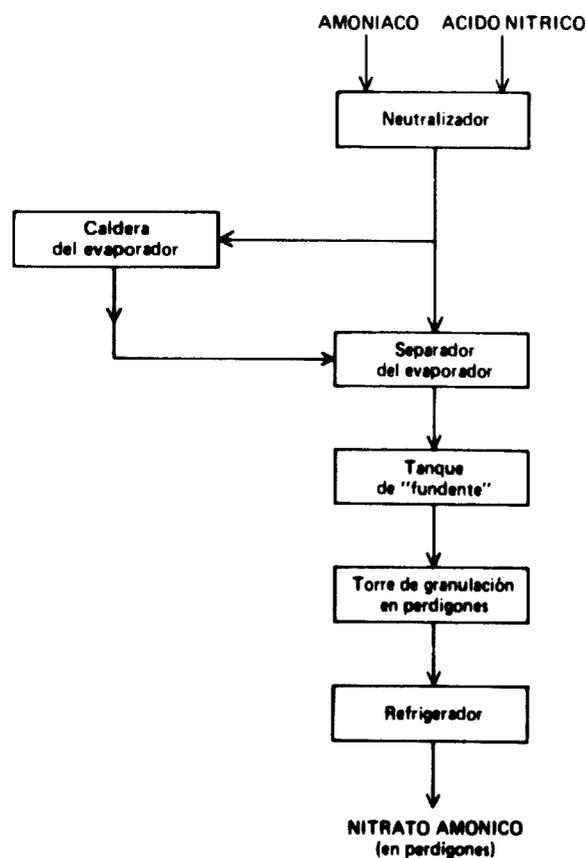
Kaltenbach et Cie SA

Licenciatarios

Davy Powergas Ltd
 ENSA, Cruesot-Loire Entreprises
 SYBETRA SA (Syndicat Belge d'Entreprises à l'Etranger)
 Toyo Engineering Corporation
 Woodall-Duckham Ltd

Proceso Stamicarbon

Mediante el proceso Stamicarbon, en el que se utiliza un neutralizador a presión, se produce nitrato amónico en perdigones. En un neutralizador que funciona a una presión de 4 bar, y a una temperatura de 180°C aproximadamente, se introducen amoníaco y ácido nítrico al 53%. La solución sale del neutralizador a una concentración del 79% y pasa por dos etapas de evaporación antes de ser enviada a la parte superior de la torre de granulación en perdigones. En la primera etapa del evaporador (en la que para suministrar calor se emplea vapor de agua obtenido como subproducto) se eleva a un 94% la concentración de la solución de nitrato, concentración que alcanza el 99,7% en la segunda etapa, resultando un "fundente" que es bombeado, para su transformación en perdigones, a la parte superior de la citada torre. Las otras etapas de acabado son iguales que en los demás procesos de fabricación de nitrato amónico.



Fabricación de nitrato amónico por el proceso Stamicarbon

Inconvenientes

Únicamente en la primera etapa de evaporación se emplea vapor de agua obtenido como subproducto

Puesto que la neutralización se efectúa a presión, el funcionamiento de este proceso no es tan sencillo como el de los procesos a la presión atmosférica

Los costos de inversión son superiores a los de los procesos a la presión atmosférica

Propietario del proceso

Stamicarbon BV

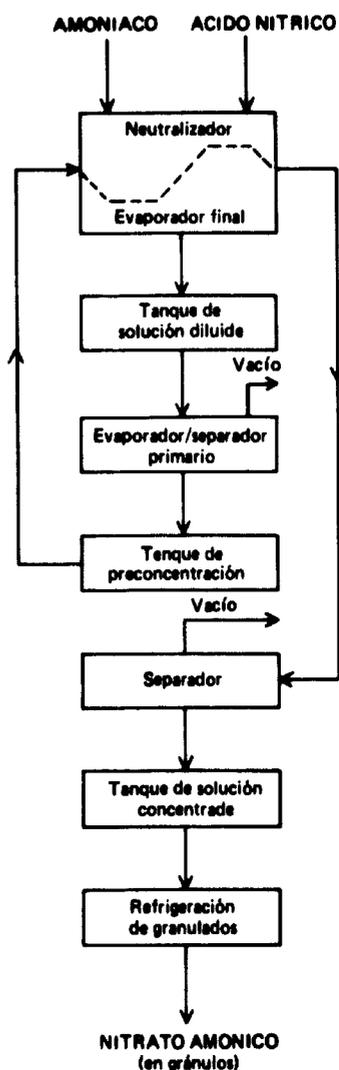
Licenciatarios

Arthur McKee and Company
 C. F. Braun and Company
 Chiyoda Chemical Engineering and Construction Company Ltd
 Coppée-Rust SA
 Didier Engineering GmbH
 Foster Wheeler Corporation
 Friedrich Uhde GmbH
 Humphreys and Glasgow Ltd
 Krebs et Cie SA
 The M. W. Kellogg Company
 Sim-Chem Division, Simon-Carves Ltd
 Stone and Webster Engineering Corporation

Proceso SBA

En el proceso SBA se emplea un neutralizador a presión para producir nitrato amónico granulado con un contenido en nitrógeno del 33,5%.

En un neutralizador, y a una presión de aproximadamente 5 bar, se hacen reaccionar amoníaco y ácido nítrico al 50% precalentado. La solución de nitrato amónico resultante se hace pasar por dos etapas de evaporación, alcanzando el nitrato una concentración final del 98%, sin necesidad de utilizar calor externo. Este proceso emplea eficazmente calor exotérmico para la evaporación primaria y secundaria de la solución de nitrato amónico, así como para precalentar el ácido nítrico. El calor para la evaporación secundaria se proporciona haciendo pasar la solución preconcentrada por un serpentín insertado en el neutralizador.



Fabricación de nitrato amónico por el proceso SBA

La solución de nitrato amónico concentrada pasa por una unidad de granulación normal, y el producto granulado se almacena.

El consumo de energía eléctrica por unidad de nitrato amónico puro producido es de alrededor de 30 kWh/t.

Ventajas

En este proceso no sólo se utiliza eficazmente todo el calor exotérmico para las dos etapas de evaporación, sino que también se produce 0,205 t extra de vapor de baja presión por tonelada de nitrato amónico puro fabricado.

Inconvenientes

Se trata de un sistema que funciona a presión, por lo que su costo de inversión es mayor, y su funcionamiento es menos sencillo, que los de los sistemas utilizados a la presión atmosférica.

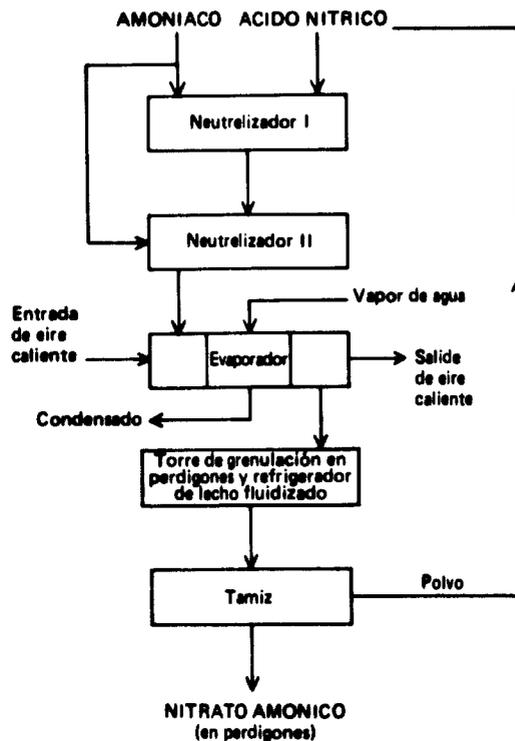
El consumo de energía eléctrica es bastante elevado.

Propietario del proceso

Société Belge de l'Azote et des Produits Chimiques du Marly (SBA)

Proceso ICI (Nitram)

En este proceso se utilizan dos neutralizadores que funcionan en condiciones atmosféricas para producir nitrato amónico en perdigones con un 34,5% de nitrógeno.



Fabricación de nitrato amónico por el proceso ICI (Nitram)

El amoniaco gaseoso y el ácido nítrico al 57% en que se disuelven los finos reciclados pasan al neutralizador principal. Este neutralizador funciona a la temperatura de ebullición de la solución de nitrato amónico y a la presión atmosférica. A fin de reducir las pérdidas de amoniaco, la neutralización se mantiene a un pH de 3-4. El licor de nitrato amónico así formado rebosa y va a parar al segundo neutralizador, donde se añade más amoniaco para elevar el pH de la solución al punto neutro (7).

La solución de nitrato amónico, cuya concentración es del 87% a la salida del segundo neutralizador, pasa entonces a un evaporador de película descendente en el que la concentración se eleva al 99,5%. Esta solución concentrada se pulveriza, desde la parte superior de la torre de granulación en perdigones, sobre un flujo de aire a contracorriente. Los perdigones se enfrían a una temperatura de 40°C en un refrigerador de lecho fluidizado situado en la parte inferior de la torre de granulación y se clasifican entonces por medio de un tamiz: los perdigones de la calidad deseada se almacenan y los finos y los de tamaño excesivo se disuelven en el ácido nítrico al 57% que pasa al primer neutralizador.

Ventajas

Aunque en este proceso se emplean dos neutralizadores, son de diseño sencillo y de fácil funcionamiento, pues actúan a la presión atmosférica

El equipo es fácil de fabricar, y los costos de inversión son bajos

El consumo de energía eléctrica es bajo (17 kWh/t)

Inconvenientes

El hecho de que no se utilice calor residual hace que sea elevado (0,5 t) el consumo de vapor de agua por tonelada de nitrato amónico puro producido

Propietario del proceso

Imperial Chemical Industries Ltd

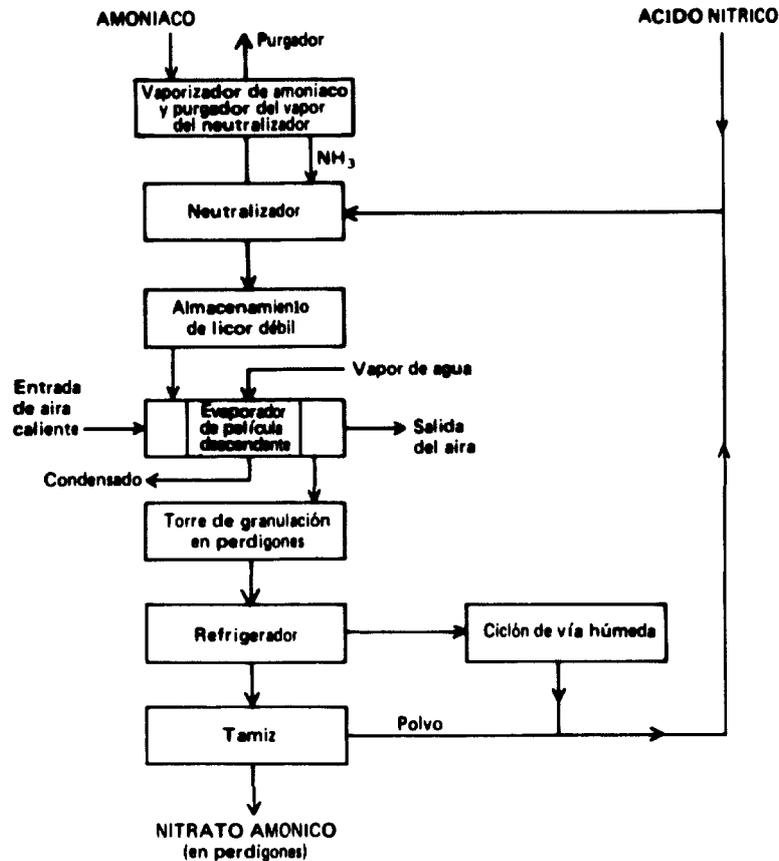
Licenciatarios

CJB (Projects) Ltd
Friedrich Uhde GmbH

Proceso C. & I./Girdler

En este proceso se utiliza un neutralizador para producir nitrato amónico en perdigones con un 33,5% de nitrógeno.

Se introduce en el neutralizador amoniaco vaporizado mediante vapor residual del neutralizador y ácido nítrico en el que se disuelve nitrato en polvo. El calor de reacción es suficiente para concentrar en el neutralizador, al 83%, la solución de nitrato amónico.



Fabricación de nitrato amónico por el proceso C. & I./Girdler

La solución procedente del neutralizador se hace pasar a un tanque de almacenamiento de licor débil y se bombea después a la torre de granulación en perdigones a través de un evaporador de película descendente situado en la parte superior de dicha torre. La concentración del nitrato amónico llega a ser del 99%, y el "fundente" desciende, por unas boquillas de pulverización instaladas en la torre de granulación, sobre un flujo de aire que asciende a contracorriente.

En la parte inferior de la torre de granulación, los perdigones pasan, antes de ser almacenados, por un refrigerador giratorio y por un tambor de revestimiento. Los finos procedentes de los tambores giratorios se recogen en ciclones de vía húmeda, y la solución producida en éstos se envía al neutralizador. Los perdigones enfriados se tamizan, los de tamaño excesivo o insuficiente se reciclan al neutralizador.

Ventajas

Este proceso no funciona a presión, por lo que el costo de inversión es inferior, y el funcionamiento es más sencillo que en los sistemas a presión

El equipo es fácil de fabricar

Inconvenientes

El consumo de vapor es elevado, debido a que no se recupera por completo

El consumo de energía es también mayor que en los procesos que utilizan instalaciones a presión

Propietario del proceso

C. & I./Girdler, Inc.

Proceso Montedison

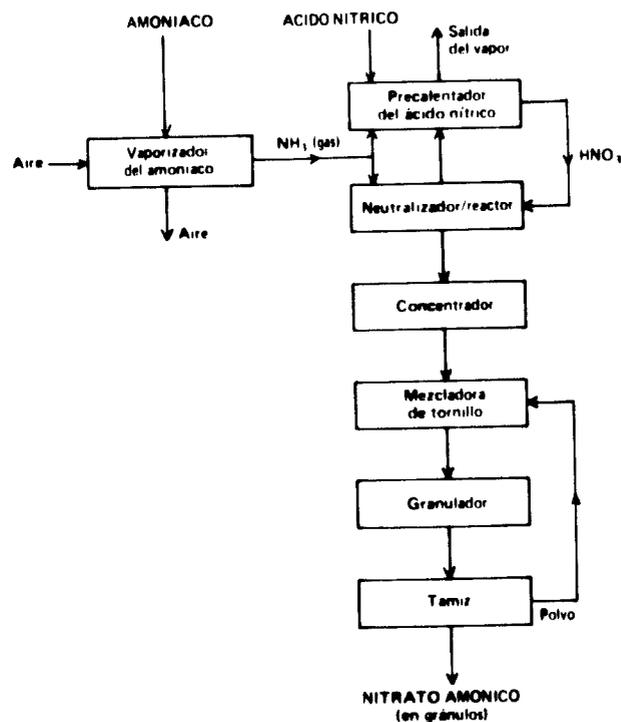
Este proceso permite producir nitrato amónico granulado con un 34,5% de nitrógeno, y en él se utiliza un neutralizador a la presión atmosférica.

En un neutralizador se hacen reaccionar juntos a una temperatura inferior a 145°C, ácido nítrico precalentado y amoníaco vaporizado. El vapor del neutralizador se emplea para precalentar el ácido nítrico. La solución de dicho neutralizador se concentra después (hasta entre el 93% y el 97%) en un concentrador. La solución concentrada se hace pasar luego por una mezcladora de tornillo, en la que también se introduce polvo fino, antes de ser enviada al tambor de granulación. Los gránulos de nitrato amónico son tamizados y los finos se reciclan a la mezcladora de tornillo.

Ventajas

Como no se trata de un proceso a presión, su funcionamiento es sencillo y los costos de inversión son menores que en los procesos a presión

El equipo es fácil de fabricar



Fabricación de nitrato amónico por el proceso Montedison

Inconvenientes

El consumo de vapor es mayor que en los procesos a presión

Propietario del proceso

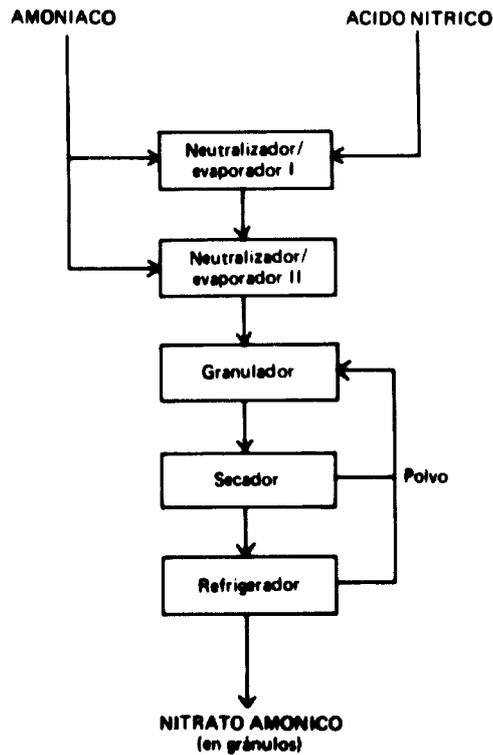
Montedison SpA

Proceso Uhde

Este proceso permite producir nitrato amónico en forma de gránulos con un 33,5% de nitrógeno, para lo cual se emplean dos neutralizadores a la presión atmosférica.

Se introducen gas amoníaco y ácido nítrico en el primer neutralizador, en el que se forma una solución débil de nitrato amónico. El calor de neutralización se emplea para concentrar la solución en un evaporador de película descendente. La solución de nitrato amónico, concentrada al 95% aproximadamente, pasa al segundo neutralizador, en el que también se añade amoníaco para ajustar el pH de la solución. La concentración de ésta se aumenta en un segundo evaporador, antes de que entre en el granulador.

El granulador recibe el licor de nitrato amónico junto con el material reciclado. Los gránulos calientes se secan en un tambor giratorio, y a continuación se tamizan y clasifican. Los finos procedentes de los ciclones del secador, así como el polvo resultante de la operación de tamizado y el material triturado de los gránulos de tamaño excesivo, se reciclan al granulador.



Fabricación de nitrato amónico por el proceso Ude

Ventajas

Por tratarse de un proceso que no funciona a presión, los costos de inversión son bajos y el funcionamiento sencillo

Es fácil fabricar el equipo necesario
 En este proceso también se pueden utilizar gases amoniacales, como carbamato amónico procedente de instalaciones de urea

Inconvenientes

Este proceso consume más vapor de agua que los que funcionan a presión

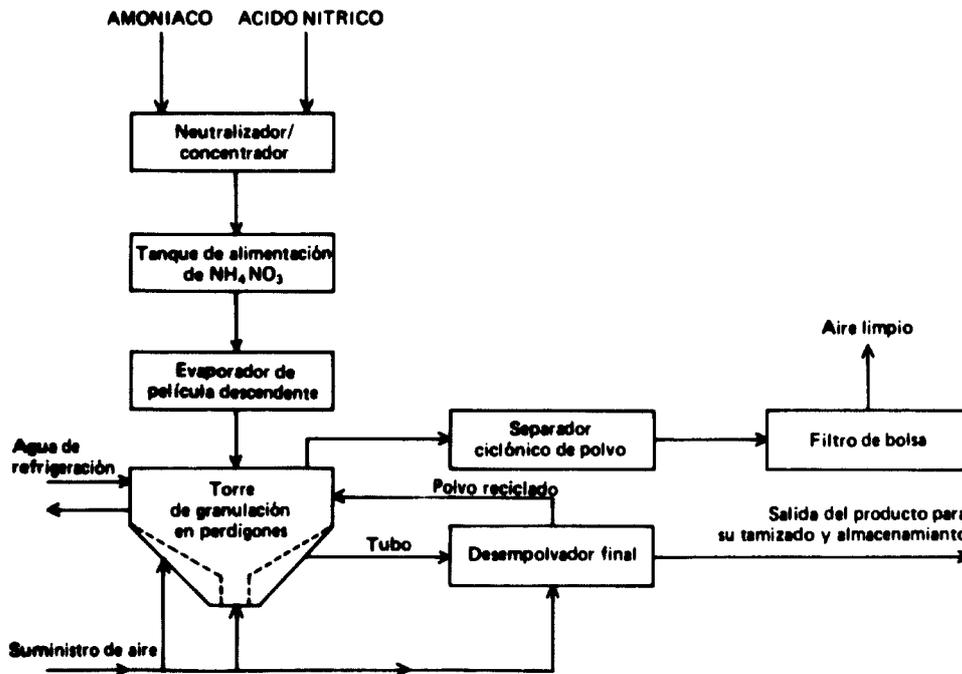
Propietario del proceso

Friedrich Uhde GmbH

Proceso Fisons

Este proceso sólo se diferencia de otros procesos de fabricación de nitrato amónico en el método de granulación en perdigones: para solidificar las gotitas de nitrato amónico se emplea un lecho fluidizado de polvo muy fino en lugar de la típica contracorriente de aire. Esto permite la obtención de partículas grandes adecuadas para la mezcla a granel.

El "fundente" de nitrato amónico (99,7%) se pulveriza desde la parte superior de la torre, de 7 metros de altura, sobre un lecho de polvo de aproximadamente 2 metros de espesor. A medida que se consume el polvo en el proceso de fluidización, se va suministrando más polvo mediante un sistema transportador neumático. Sobre el lecho se aplican dos corrientes de aire, siendo el efecto combinado de ambas la fluidización del lecho de polvo y la formación de una nube de unos 3 a 5 m de espesor



Fabricación de nitrato amónico por el proceso Fisons

sobre la superficie del mismo. En el medio segundo que aproximadamente tarda la caída de las gotitas de nitrato amónico a través de la nube, se forma en torno a ellas un revestimiento de partículas de polvo que también se solidifica en parte formando una envoltente dura.

Las partículas de nitrato amónico pasan después a la fase de densificación del sistema de polvo fluidizado, en la que se enfrían rápidamente a unos 50°C y se completa su solidificación.

Como la mayor parte del calor se elimina en ese punto, el lecho va provisto de placas o serpentines refrigerados por agua. Debido a que la mayor parte del calor es eliminado en el lecho y no mediante aire, el volumen de éste, y por tanto el área de la sección transversal de la torre, no requieren las proporciones que en el proceso tradicional de granulación en perdigones por corriente de aire.

La mayor parte del polvo suelto que se adhiere a los perdigones se elimina y se hace volver por soplado al lecho a medida que los perdigones descienden por un tubo a contracorriente de un flujo de aire y pasan a un pequeño recipiente situado inmediatamente debajo de la base de la torre de granulación. Los perdigones pasan después por un despolvador final que consiste en un pequeño lecho fluidizado a través del cual se insufla aire limpio. Por último, el producto se tamiza y se almacena.

El aire y el polvo procedentes de la parte superior de la torre de granulación pasan por un separador ciclónico de polvo y por un filtro de bolsa, obteniéndose de ese modo un gas de chimenea limpio y que no entrafía, por tanto, riesgos de contaminación.

Ventajas

El gas de chimenea procedente de la torre de granulación es aire limpio, por haber pasado previamente por un filtro de bolsa

La altura y el diámetro de la torre son muy reducidos, comparados con los de las torres tradicionales de granulación en perdigones mediante secado por flujo de aire a contracorriente

El enfriamiento completo de los perdigones tiene lugar en el lecho situado en la parte inferior de la torre, y no en el aire como en las torres tradicionales de granulación en perdigones

Los perdigones son adecuados para su mezcla a granel

Propietario del proceso

Fisons Ltd, Fertilizer Division

Licenciarios

Davy Powergas Ltd
Foster Wheeler Corporation
Lurgi Chemie und Hüttentechnik GmbH

Proceso Stengel

Este proceso permite fabricar nitrato amónico fundido o en gránulos. Para ello, se utiliza ácido nítrico (al 60%) calentado a unos 170°C o combinado con vapor de amoníaco sobrecalentado a unos 150°C en un reactor compacto de acero inoxidable. La reacción se efectúa aproximadamente a 240°C y a 3,3 bar. El nitrato amónico fundido, el vapor de agua y los restos de amoníaco libre se separan en un ciclón. Para reducir la humedad del producto del 2% a casi el 0,2%, se hace pasar a través de la sal fundida una corriente de aire previamente calentado a unos 200°C. El aire de salida del separador vuelve a calentarse y, una vez purgado de los restos de nitrato amónico, se utiliza para un nuevo ciclo de secado.

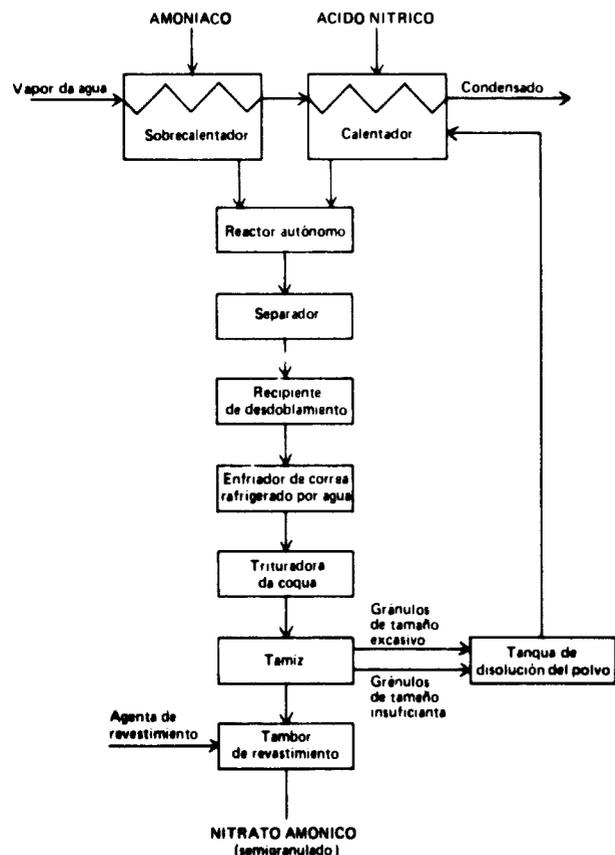
Después de pasar por un recipiente de desdoblamiento a una correa de acero inoxidable refrigerada por agua, el nitrato enfriado se somete sucesivamente a las operaciones de trituración, molienda, tamizado, revestimiento y envasado. El producto acabado es un semigranulado con un 33,5% de nitrógeno. Los finos son sometidos a reciclaje.

Inconvenientes

Este proceso requiere vapor de otras fuentes

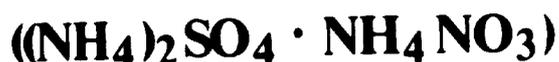
Propietario del proceso

C. & I./Girdler, Inc.



Fabricación de nitrato amónico por el proceso Stengel

Nitrosulfato amónico



La sal doble de nitrosulfato amónico es un fertilizante ordinario que contiene nitrógeno amoniacal y de nitratos en proporción de 3:1. Puede fabricarse fácilmente en forma granular o cristalina, y tiene ciertas ventajas prácticas sobre las sales simples que lo constituyen: un mayor porcentaje de N que el sulfato (pero menor que el nitrato) y mejores propiedades de conservación que el nitrato o que las mezclas mecánicas de nitrato y sulfato. La adición de sales ferrosas mejora incluso las propiedades de conservación, y los gránulos del producto final no requieren revestimiento protector.

Existen varios procesos para la fabricación de esta sal doble y las diferencias entre ellos son muy pequeñas. Aquí sólo se describen dos procesos; de otros únicamente se indica el nombre de sus propietarios.

Se calcula que en la región del Golfo de México en los Estados Unidos de América el costo de las instalaciones de producción directa de una planta con una capacidad de 275 t/d (300 toneladas cortas diarias) asciende a unos 5,5 millones de dólares. Esta cifra, que representa una extrapolación de precios de 1967, no comprende el costo de instalaciones para la fabricación de los materiales de partida, es decir, amoníaco y ácido nítrico.

Proceso Uhde-Hibernia

Este proceso permite obtener nitrosulfato amónico granulado con un 26% a 28% de nitrógeno.

En un sistema neutralizador-evaporador, se neutraliza ácido nítrico acuoso con amoníaco gaseoso, a fin de obtener una solución de nitrato amónico. El calor exotérmico de reacción se utiliza para concentrar la solución. La solución de nitrato amónico fluye después a un saturador que es alimentado con ácido sulfúrico y amoníaco. Simultáneamente, se añaden sales ferrosas y silicatos especiales (por ejemplo, fonolita) con objeto de reducir la compactación subsiguiente y mejorar las propiedades de almacenamiento del producto. El sulfato amónico producido forma una sal doble con nitrato amónico.

El calor de reacción liberado en la formación de sulfato amónico produce evaporación de agua, con lo que la solución de nitrosulfato amónico se concentra al valor final requerido de aproximadamente un 3% de agua.

A fin de reducir al mínimo las pérdidas de amoníaco, los vapores amoniacales procedentes del

saturador se devuelven al neutralizador, donde se recupera el amoníaco por reacción con ácido nítrico.

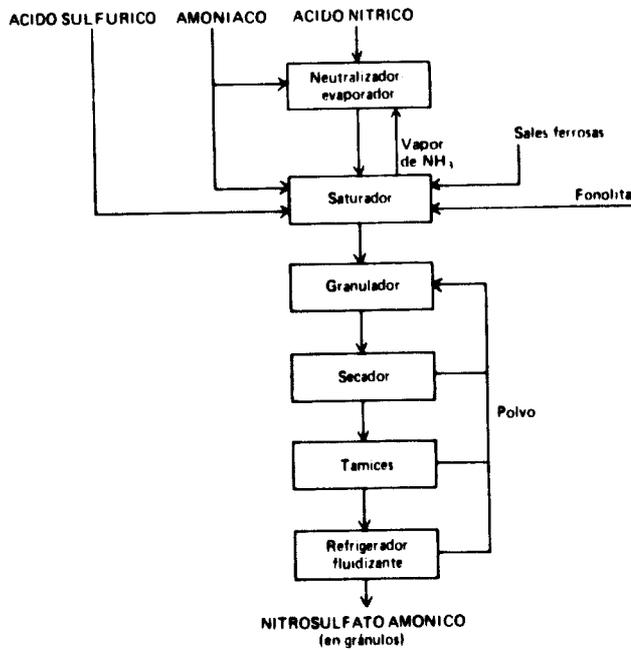
El "fundente" del saturador y los materiales reciclados se tratan en un granulador, tras lo cual los gránulos son calentados en un secador que utiliza gases de combustión calientes. Los gránulos secos se tamizan y se clasifican. La temperatura de los gránulos de tamaño normal se reduce al nivel deseado con aire enfriado en un refrigerador de lecho fluidizado.

El aire extraído del secador y del refrigerador fluidizado se hace pasar por un ciclón para separar el polvo. Los finos, el material triturado de los gránulos de tamaño excesivo y el polvo de los ciclones se devuelven al granulador para su reciclaje.

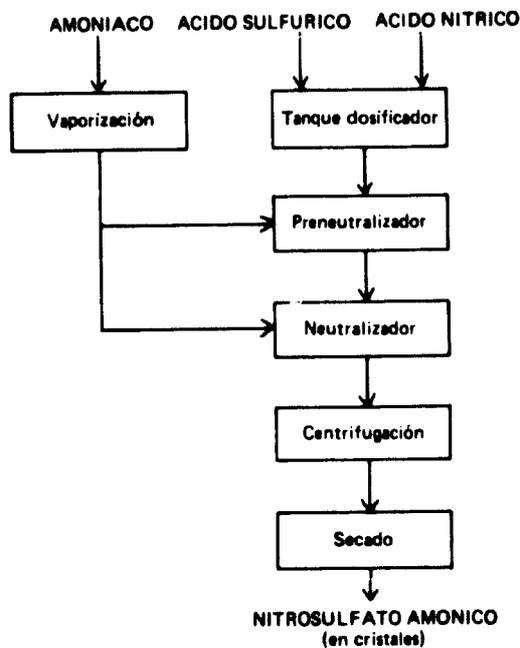
Los gránulos, cuyo tamaño normal es de 2 a 4 milímetros, son extremadamente duros, poseen buenas propiedades de almacenamiento, y no necesitan ser revestidos.

Propietario del proceso

Friedrich Uhde GmbH



Fabricación de nitrosulfato amónico por el proceso Uhde-Hibernia



Fabricación de nitrosulfato amónico por el proceso FCI

Proceso FCI

Este proceso permite obtener nitrosulfato amónico, en forma cristalina, con un 26% como mínimo, de nitrógeno. Primeramente, proporciones equimolares de ácido nítrico y de ácido sulfúrico se amonían en un neutralizador y luego se concentran y neutralizan con amoníaco adicional. Los cristales formados en el neutralizador se separan en una centrifugadora y se secan hasta que su humedad sea inferior al 1%.

Propietario del proceso

The Fertilizer Corporation of India Ltd

Otros procesos

A continuación se indican propietarios y licenciatarios de otros procesos disponibles para la fabricación de nitrosulfato amónico.

Propietario del proceso	Licenciatarios
BASF Aktiengesellschaft	-
Didier Engineering GmbH	-
Fisons Ltd, Fertilizer Division	Davy Powergas Ltd Foster Wheeler Corporation Lurgi Chemie und Hüttentechnik GmbH
Kaltenbach et Cie SA	Davy Powergas Ltd ENSA Creusot-Loire Entreprises SYBETRA SA (Syndicat Belge d'Entreprises à l'Etranger) Toyo Engineering Corporation Woodall-Duckham Ltd
Société Belge de l'Azote et des Produits Chimiques du Marly (SBA)	-

Nitrato cálcico-amónico

El nitrato cálcico-amónico, o nitrocal, mezcla de piedra caliza (CaCO_3) o de caliza (CaO) y de nitrato amónico, es un fertilizante nitrogenado ordinario, con un contenido en nitrógeno que puede variarse del 20% al 30% añadiendo la debida cantidad de componente cálcico. El producto no es tan peligroso como el nitrato amónico, y tiene buenas propiedades de almacenamiento gracias al revestimiento aplicado a las partículas en el proceso de fabricación.

Los fertilizantes de nitrato cálcico-amónico pueden fabricarse, mediante procedimientos sencillos, en forma de perdigones o de gránulos normales. El proceso principal consiste en las siguientes etapas:

Fabricación del "fundente" de nitrato amónico por cualquier proceso normal

Mezcla del "fundente" con piedra caliza molida o con harina de caliza

Granulación normal o en perdigones, según se requiera, de la mezcla

Aunque existen diversos procesos, las diferencias entre ellos no son importantes.

A continuación se describe un proceso de granulación en perdigones y un proceso de granulación normal de propiedad de la Friedrich Uhde Company. Se indican por separado los propietarios de otros procesos y sus respectivos licenciarios.

En el cuadro siguiente figura el costo de una planta (instalaciones de producción directa) ubicada en la región del Golfo de México en los Estados Unidos de América. Las cifras no incluyen el costo de instalaciones de ácido nítrico, y corresponden a una extrapolación de precios de 1967.

Producción diaria (25% de N; en perdigones)		Costo
(t)	(toneladas cortas)	(millones de dólares)
275	300	5,7
550	600	9,3
730	800	11,5
910	1 000	13,7

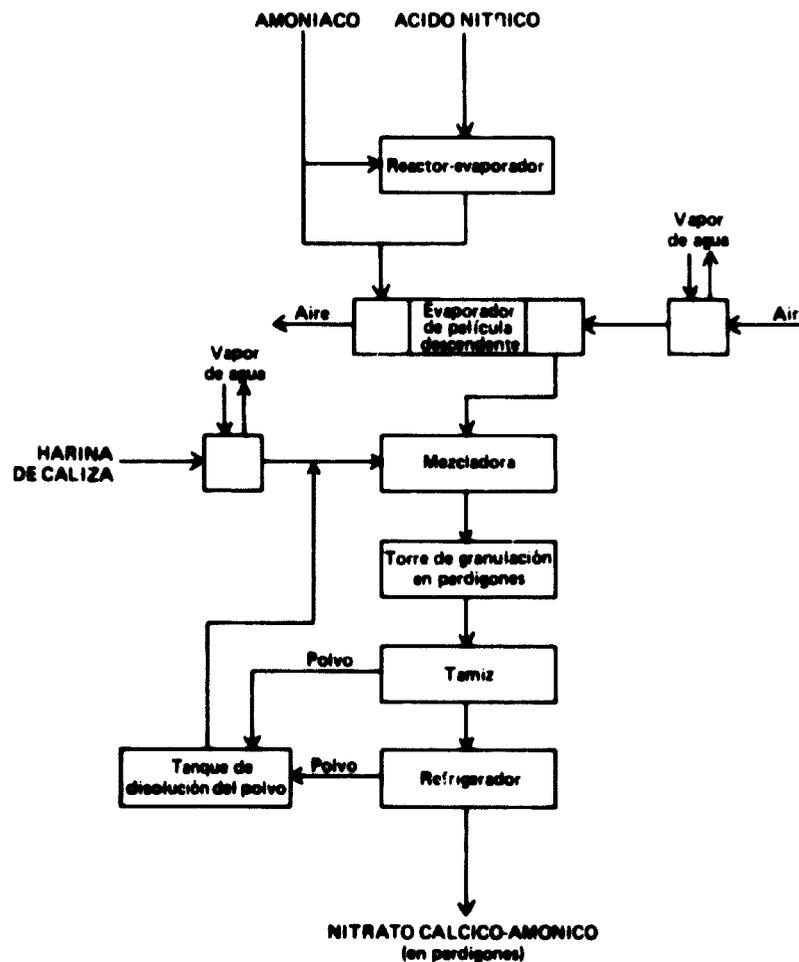
Proceso Uhde de granulación en perdigones

En un reactor-evaporador, se hacen reaccionar gas amoníaco y ácido nítrico para obtener una solución de nitrato amónico. Esta solución pasa por el reactor mediante circulación forzada; en el evaporador, parte del agua introducida con el ácido nítrico es vaporizada por el calor exotérmico de la reacción. El vapor de agua producido en el vaporizador se condensa después, manteniendo el vacío en el evaporador al nivel requerido. El evaporador de vacío ayuda a mantener la temperatura dentro de los límites de seguridad necesarios incluso cuando se emplea ácido nítrico concentrado.

La concentración del ácido nítrico utilizado determina la concentración del nitrato amónico, que debe llegar al 95%, aproximadamente. A la solución

procedente del reactor-evaporador se añade gas amoníaco para mantener el pH de la solución a un valor superior al del evaporador. La solución se concentra al 99,5% en un evaporador de película descendente.

La solución muy concentrada obtenida de los evaporadores se mezcla por completo con harina de caliza calentada y polvo reciclado disuelto, procedente del sistema extractor de polvo, en un recipiente de mezcla por agitación, y se pulveriza en la torre de granulación en perdigones en un cesto metálico giratorio. Los perdigones se solidifican al caer sobre una corriente de aire ascendente. Los perdigones extraídos de la parte inferior de la torre se clasifican, se enfrían y se envían a un tambor de revestimiento, con objeto de evitar su aglomeración y mejorar sus propiedades de almacenamiento.



Fabricación de nitrato cálcico-amónico por el proceso Uhde de granulación en perdigones

Ventajas

Se trata de un proceso que, no obstante su sencillez, permite producir perdigones resistentes y de calidad.

Propietario del proceso

Friedrich Uhde GmbH

Proceso Uhde de granulación normal

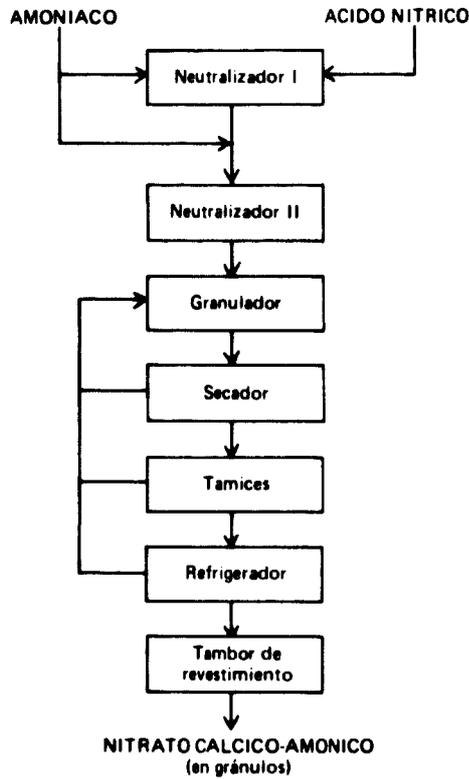
En un reactor- evaporador se hacen reaccionar juntos amoníaco gaseoso y ácido nítrico acuoso, utilizando para ello circulación forzada. Parte del agua introducida con el ácido nítrico es vaporizada en el evaporador de vacío. Gracias al calor exotérmico de la reacción, la solución de nitrato amónico alcanza una concentración del 95% aproximadamente (el valor exacto depende de la concentración del ácido nítrico utilizado).

Se añade amoníaco a la solución procedente del reactor- evaporador y la concentración de la solución del nitrato amónico se aumenta al valor final deseado en un segundo neutralizador, que utiliza vapor de agua para el calentamiento. La adición de amoníaco ayuda a mantener el pH al valor deseado.

Cantidades medidas de solución concentrada de nitrato amónico procedente del segundo neutralizador se introducen en el granulador, donde se mezclan con caliza en polvo (determinando la cantidad en función del contenido de nitrógeno requerido en el producto final) y materiales reciclados (consistentes en material triturado de gránulos de tamaño excesivo, obtenidos en la operación de tamizado, y en polvo de los tamices y de los refrigeradores). El equipo de medición utilizado permite mantener el contenido en nitrógeno del producto final dentro de tolerancias extremadamente pequeñas.

Los gránulos que salen del granulador pasan primero por un secador, que utiliza gases de combustión calientes para la operación de secado, luego por tamices clasificadores y, finalmente, por un refrigerador fluidizado que funciona a base de aire frío. Los gránulos de tamaño excesivo obtenidos en el secador se trituran y, junto con el polvo de los tamices y del secador, forman el material reciclado para la granulación normal.

El producto enfriado se reviste para impedir su aglomeración y mejorar sus propiedades de almacenamiento.



Fabricación de nitrato cálcico-amónico por el proceso Uhde de granulación normal

Ventajas

El producto contiene poco nitrato calcico debido al breve tiempo de paso por el granulador y a la baja temperatura en éste

Este proceso es muy sencillo y los costos de inversión son bajos

Propietario del proceso

Friedrich Uhde GmbH

Otros procesos

Propietario del proceso	Licenciatarios
BASF Aktiengesellschaft	-
Fisons Ltd, Fertilizer Division	Davy Powergas Ltd Foster Wheeler Corporation Lurgi Chemie und Hüttentechnik GmbH
Imperial Chemical Industries Ltd	-
Kaltenbach et Cie SA	-
Norsk Hydro AS	Davy Powergas Ltd Humphreys and Glasgow Ltd Lurgi Chemie und Hüttentechnik GmbH Toyo Engineering Corporation
Stamicarbon BV	C. F. Braun and Company Chiyoda Chemical Engineering and Construction Company Ltd Coppée-Rust SA Didier Engineering GmbH Foster Wheeler Corporation Friedrich Uhde GmbH Humphreys and Glasgow Ltd Krebs et Cie SA The M. W. Kellogg Company Sim-Chem Division, Simon-Carves Ltd Stone and Webster Engineering Corporation

Nitrato sódico

Hasta que se empezaron a fabricar amoníaco sintético y sus derivados a precios baratos, el nitrato sódico (NaNO_3) era utilizado como fertilizante superficial. También se utilizaba como materia prima para la fabricación de ácido nítrico.

La mayor parte del nitrato sódico se obtiene de depósitos naturales, que en su mayoría se encuentran en Chile. Un yacimiento chileno típico rico en minerales contiene alrededor de 18% de NaNO_3 , 30% de otras sales solubles y 50% de materia insoluble. La extracción es el único método disponible para la fabricación en gran escala de nitrato sódico, y sólo puede efectuarse en grandes yacimientos. Más adelante se describe el conocido proceso de extracción Guggenheim.

Existen métodos de sintetización del nitrato sódico, pero rara vez se utilizan. En algunas plantas de ácido nítrico se obtiene nitrato sódico depurando los gases de salida con una solución de sosa cáustica. En esta sección también se describe un proceso en el que se utilizan amoníaco y carbonato sódico como materiales de partida.

Por las razones apuntadas, se omiten en este caso los datos usuales sobre propietarios y costos de los procesos.

r. Proceso Guggenheim

En 1920, los hermanos Guggenheim desarrollaron un proceso para la fabricación de nitrato sódico a partir de yacimientos naturales. Se trata de un proceso de lixiviación a baja temperatura basado en dos principios importantes: a) si la lixiviación se realiza a temperaturas suficientemente bajas (por ejemplo, a 40°C), sólo se extrae nitrato sódico, quedando como lodos la mayor parte de las impurezas, como sulfato sódico y cloruro sódico; y b) si la solución de lixiviación contiene inicialmente ciertas sales protectoras, como CaSO_4 , MgSO_4 y K_2SO_4 , la sal doble ($\text{NaNO}_3 \cdot \text{Na}_2\text{SO}_4$) escasamente soluble contenida en el mineral se descompone, pudiendo extraerse por tanto más nitrato sódico.

Este proceso permite incluso beneficiar minerales con un contenido en nitrato inferior al 10%.

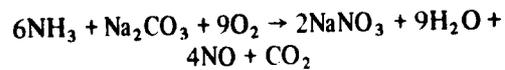
Según sale de la mina, el mineral en pedazos grandes se reduce por trituración a menudos de 1-2 cm y se lixivia en una serie de cubas, cada una de ellas con capacidad para unas 10.000 t de mineral triturado. La solución de lixiviación se obtiene combinando aguas madres de las instalaciones de cristalización con agua de lavado fuerte procedente del ciclo de lavado. La solución tiene una concentración de nitrato de 350 g/l. A fin de mantener una temperatura de alrededor de 40°C durante todo el ciclo, el agua de salida de cada cuba se calienta antes de ser bombeada a la cuba siguiente, ya que la solución del nitrato sódico es un proceso endotérmico.

Los finos de las trituradoras se reducen al estado de pasta y se filtran. El filtrado se combina con la solución de los tanques de lixiviación. Cuando la solución sale de la última cuba, su contenido en nitrato ha aumentado a unos 450 g/l tras un tiempo de contacto de unas 40 h. A continuación se envía a las instalaciones de cristalización, donde se enfría a una temperatura de menos de 10°C , a la que se forman cristales de nitrato sódico. El líquido refrigerante para dicha solución es una combinación de una solución de las aguas madres frías procedentes de la centrifugadora y de amoníaco líquido. Para la refrigeración se utilizan intercambiadores de calor de haces tubulares. La lechada cristalina del refrigerador se bombea a las centrifugadoras discontinuas, en las que los cristales se separan y se secan. Los cristales descargados son de un blanco intenso y contienen alrededor de un 3% de humedad. El tamaño de los cristales es aproximadamente el de la malla 48.

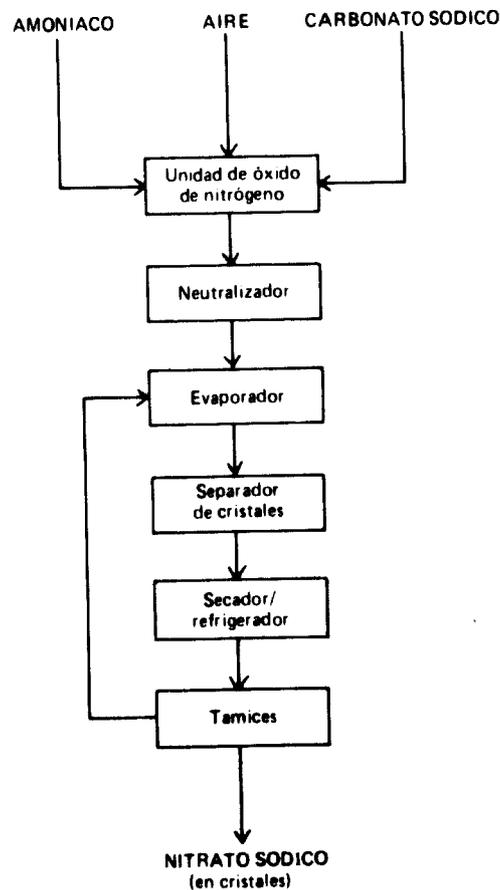
Cuando se requiere un producto granulado en perdigones, la sal centrifugada se funde a unos 325°C en hornos de reverbero calentados con fueloil, y se pulveriza en torres de granulación en perdigones de grandes dimensiones. Los perdigones se clasifican, y los de tamaño excesivo o insuficiente se reciclan a la caldera de fusión. Los perdigones de tamaño apropiado (malla 8-10) se enfrían a una temperatura inferior a 36°C y se envían a los silos de almacenamiento. El producto final tiene aproximadamente un 98,5% de nitrato sódico y una humedad de 0,2%-0,3%.

Proceso del óxido de nitrógeno

El nitrato sódico sintético se fabrica por el proceso del óxido de nitrógeno, que se basa en la reacción del vapor de amoníaco oxidado con una solución alcalinizante (de carbonato sódico, por ejemplo). Además del nitrato sódico, se forman en la reacción óxido de nitrógeno, dióxido de carbono y agua, como se indica en la fórmula siguiente:



El NO sin transformar se recicla para su elaboración ulterior. La solución de nitrato sódico débil se somete a evaporación, cristalización, centrifugación, secado y tamizado. Los finos se reciclan en unión con la solución débil y vuelven a procesarse.



Síntesis del nitrato sódico por el proceso del óxido de nitrógeno

Nitrato potásico

El nitrato potásico (KNO_3) puede utilizarse para la fabricación de fertilizantes sólidos o de soluciones fertilizantes, aunque su costo es relativamente elevado. Además, es un producto químico peligroso debido a su gran poder de oxidación.

Existen dos o tres métodos de fabricación de nitrato potásico por medios químicos. A continuación se describe el conocido proceso de extracción por disolvente de la Israeli Mining Industry (IMI). Se trata de un proceso sencillo que permite obtener ácido clorhídrico como subproducto, utilizable a su vez en la fabricación de ácido fosfórico.

El proceso IMI se basa en el empleo de un disolvente orgánico (pentanol de calidad comercial) para acelerar la reacción entre el cloruro potásico sólido y el ácido nítrico de concentración comprendida entre el 60% y el 65%, sin necesidad de calor. El ácido clorhídrico resulta de la reacción de mezcla con el disolvente, y una simple separación de las fases sólida y líquida permite extraer el nitrato potásico. A continuación se depura el disolvente en un dispositivo de contactos de líquidos y se recicla. El ácido clorhídrico diluido puede concentrarse y

utilizarse para otros fines, como la fabricación de ácido fosfórico por el proceso de la IMI.

Propietario del proceso

IMI Institute for Research and Development

Licenciatarios

Davy Powergas Ltd

Exportlife Engineering Company Ltd

Soluciones nitrogenadas

Se da el nombre de solución nitrogenada a cualquier solución acuosa de amoníaco (NH_3), nitrato amónico (NH_4NO_3) o urea (NH_2CONH_2), o a distintas mezclas de estos compuestos. Una de dichas soluciones es el agua amoniacal, pero no se consideran en cambio como tales el amoníaco anhidro ni las soluciones fertilizantes que contienen fósforo o potasa.

Según su composición, las soluciones nitrogenadas pueden clasificarse en los grupos siguientes:

Amoníaco solamente (agua amoniacal)

Amoníaco + nitrato amónico

Amoníaco + urea

Amoníaco + nitrato amónico + urea

Nitrato amónico solo o con urea

En el comercio, las soluciones nitrogenadas se identifican mediante un símbolo que indica las concentraciones del componente o componentes expresándolas en unidades porcentuales redondeadas; por ejemplo, la clave de identificación 26-50-12 de una solución significa que ésta contiene un 26% de NH_3 , un 50% de NH_4NO_3 y un 12% de NH_2CONH_2 .

Ninguno de los procesos descritos a continuación para la fabricación de estas soluciones está patentado.

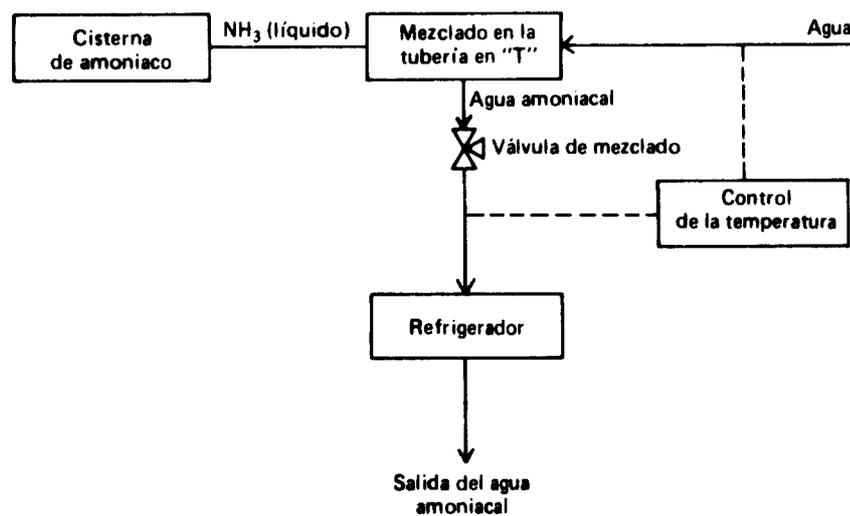
Agua amoniacal

El agua amoniacal es una buena fuente de nitrógeno para su aplicación directa y puede fabricarse por diversos métodos. La operación básica consiste en graduar la circulación de agua y amoníaco, enfriar el agua amoniacal recién formada para extraer el calor de reacción, y determinar la concentración del amoníaco. La solución puede prepararse sencillamente sobre el terreno inyectando amoníaco anhidro en el agua de riego.

El amoníaco líquido circula por su propia presión desde un camión cisterna y se mezcla en la tubería con una corriente de agua blanda de caudal regulado. La graduación de las corrientes de agua y de amoníaco anhidro puede ser regulada por el calor de absorción. El caudal de amoníaco no se gradúa, y puede variar durante el vaciado de la cisterna a medida que disminuye la presión en el interior de ésta. Las corrientes de agua y de amoníaco anhidro confluyen en una tubería en "T", y la solución resultante pasa por una válvula esférica donde se completa la mezcla. La baja de la presión entre la entrada y la salida de la válvula se gradúa manualmente y debe estar comprendida entre 0,7 y

1,4 bar. Un termostato provisto de un dispositivo de gradación registra la temperatura de la mezcla y, modificando el caudal de la corriente de agua, la mantiene automáticamente al valor determinado de antemano. La determinación de este valor se hace tomando como base la temperatura del agua de entrada, la presión inicial en el interior de la cisterna y la concentración prevista del agua amoniacal. Como esa concentración suele ser del 20%, se han calculado los valores correspondientes de la temperatura que se indican a continuación.

Temperatura del agua de entrada (°C)	Presión inicial en el interior de la cisterna (bar)				
	4,1	5,5	6,9	8,2	9,6
10	43	45	46	47	48
13	46	47	48	49	50
15	48	49	50	52	53
18	50	52	53	54	55
21	52	54	55	56	57
24	54	56	57	58	59



Fabricación de agua amoniacal

Las variaciones de la temperatura del amoníaco a la salida de la cisterna dan lugar a pequeñas oscilaciones de la concentración del agua amoniacal. (Por lo común, esas oscilaciones son inferiores a $\pm 1\%$.)

Una instalación de tuberías de 7,62 cm de diámetro para el amoníaco líquido y 10,16 cm para el agua de entrada y para el agua amoniacal permiten vaciar una cisterna de 38 m³ en unas seis horas.

Otros métodos utilizados para graduar las proporciones de agua y amoníaco se basan en el uso de un hidrómetro para determinar la concentración de una corriente de agua amoniacal en circuito cerrado. La extracción del calor de absorción plantea un problema importante. El enfriamiento puede hacerse por distintos métodos, como la refrigeración, el intercambio térmico en intercambiadores de calor de haces tubulares o en refrigeradores de evaporación de tubería y torre de pulverización. El sistema de refrigeración constituye por lo general la parte más importante de los convertidores de agua amoniacal.

Ventajas

Los tanques de almacenamiento pueden ser de acero al carbono

Inconvenientes

Los tanques para soluciones al 20% deben poder soportar una presión de 7 bar

Costo de una planta de capacidad normal

En 1977, el precio de una instalación fija de capacidad suficiente para transformar amoníaco líquido anhidro en un vagón cisterna de 38 m³ en agua amoniacal al 20%, en un espacio de 3 a 16 h,

variaba entre 13.280 y 26.500 dólares. Las instalaciones portátiles de la misma capacidad, para ser montadas en remolques de camión, costarán entre 17.000 y 37.460 dólares. Estos precios son aproximados y se han calculado mediante extrapolación y ajuste de los precios de 1967.

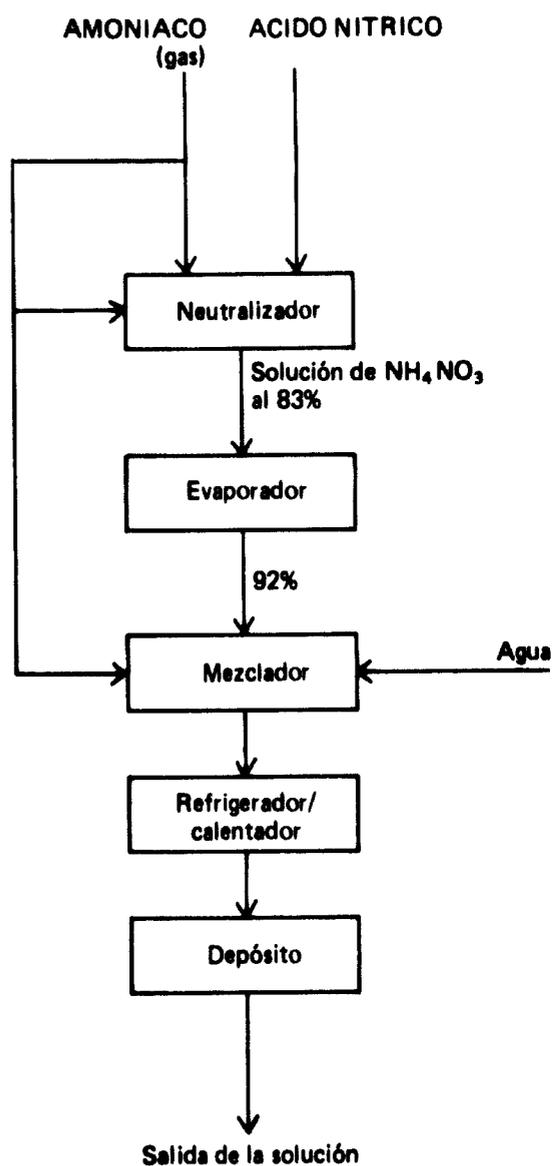
Amoníaco + nitrato amónico

Las soluciones de amoníaco y nitrato amónico se obtienen por inyección de amoníaco en soluciones de nitrato amónico. Estas soluciones se fabrican de ordinario en la misma planta de producción de amoníaco, pero también puede utilizarse amoníaco obtenido en otros lugares. En este último caso, sería necesario montar una planta de ácido nítrico para transformar parte del amoníaco en ácido nítrico. El ácido obtenido se neutraliza con amoníaco para preparar una solución de nitrato amónico, a la que se añade amoníaco para obtener el producto final. Los procesos de fabricación de este tipo resultan económicos en lugares donde el precio del amoníaco anhidro entregado en su punto de destino es inferior al costo de fabricación del amoníaco.

El ácido nítrico se neutraliza primero con amoníaco en un neutralizador, obteniéndose una solución de nitrato amónico a una concentración de aproximadamente el 83%, que a su vez es concentrada al 92% en un evaporador. La solución fluye desde el evaporador hasta un mezclador, donde se le añade gas amoníaco y agua en las cantidades necesarias. Después, la solución se enfría, se pesa y se envía, como producto final, a un tanque de almacenamiento.

A continuación se indican la composición y las propiedades de distintas soluciones comerciales de amoníaco y nitrato amónico.

Clave de identificación	Composición (%)				Temperatura de separación de fases (°C)	Presión manométrica a 40°C (bar)	Temperatura de presión manométrica nula (°C)
	N	NH ₃	NH ₄ NO ₃	H ₂ O			
17-67-0	37,0	16,6	66,8	16,6	9	0,07	38
22-65-0	41	22,2	65,0	12,6	-6	0,69	26
26-56-0	41	26,3	55,5	18,2	-32	1,17	20
19-74-0	41,4	19,0	74,0	7,6	18	0,55	26
24-70-0	44	23,8	69,8	6,4	-3	1,23	19
28-60-0	44	28	60,0	12,0	-38	1,72	14
25-69-0	44,8	25,0	69,0	6,0	-14	1,17	16
26-68-0	45,1	26,0	68,0	6,0	-21	1,65	16
30-64-0	47,1	30,0	64,0	6,0	-36	2,06	8
34-60-0	49,0	34,0	60,0	6,0	-46	3,43	4



Fabricación de soluciones de amoníaco + nitrato amónico

Ventajas

Este proceso puede utilizarse para la fabricación de fertilizantes mixtos

Inconvenientes

La temperatura de separación de fases es de importancia crítica para la fabricación y el almacenamiento

La solución corroe el acero al carbono

Costo de una planta de capacidad normal

En 1977, el costo de una planta con una capacidad de 225 t diarias (jornada de ocho horas) de solución 34-60-0 era de aproximadamente 3,55 millones de dólares. Esa cifra corresponde, entre otros elementos, a una planta de ácido nítrico con una capacidad de 135 t/d y un neutralizador con una capacidad de 165 t/d. El amoníaco utilizado no se fabrica localmente. El costo se ha calculado mediante una extrapolación de precios de 1967.

Amoníaco + urea

De ordinario, las soluciones de amoníaco + urea se utilizan para la fabricación de fertilizantes mixtos más que para aplicaciones directas. Las soluciones sólo pueden fabricarse en plantas de urea, mediante el ajuste de la composición del licor del proceso de fabricación de la urea. Esas soluciones contienen pequeñas cantidades de carbamato, pero menos agua que las soluciones equivalentes de urea sin carbamato. El dióxido de carbono desprendido contribuye a mantener una atmósfera inerte y a evitar el riesgo de incendio en la mezcladora en que se obtiene la solución.

En el cuadro siguiente se indican la composición y las propiedades de algunas soluciones comerciales de amoníaco + urea.

Clave de identificación	Composición (%)				Temperatura de separación de fases (°C)	Presión manométrica a 40°C (bar)	Temperatura de presión manométrica nula (°C)
	N	NH ₃	NH ₂ CONH ₂	H ₂ O			
20-0-41	35	19,6	40,6	39,8	14	0,62	27
37-0-33	45,5	36,8	32,5	30,7	9	3,91	-2
31-0-44	46,0	31,1	43,8	25,1	5	3,50	-1
37-0-33	46,0	37,3	32,9	29,8	-17	4,12	-6

Costo de una planta de capacidad normal

Este proceso es sencillo y puede realizarse en una planta de urea; el costo es, pues, muy bajo, por lo que no se han hecho estimaciones del mismo.

Amoniaco + nitrato amónico + urea

Las soluciones nitrogenadas que contienen los tres elementos se utilizan principalmente para la

fabricación de fertilizantes mixtos y raras veces se emplean en aplicaciones directas. Dichas soluciones se obtienen de la misma forma que las de amoníaco + nitrato amónico, sin más modificación que la adición de urea en estado sólido o en solución sin carbamato.

A continuación se indican la composición y las propiedades de algunas soluciones comerciales de amoníaco + nitrato amónico + urea.

Clave de identificación	Composición (%)					Temperatura de separación de fases (°C)	Presión manométrica a 40°C (bar)	Temperatura de presión manométrica nula (°C)
	N	NH ₃	NH ₄ NO ₃	NH ₂ CONH ₂	H ₂ O			
19-58-11	41,0	19,0	58,0	11,0	12,0	-14	0,69	27
28-40-15	44	28,0	40,0	15,0	17,0	-17	1,85	11
25-56-10	44,4	24,5	56,0	10,0	9,5	-26	1,51	17
25-55-10	44,4	25,0	55,0	10,0	10,0	-29	1,51	13
26-50-12	44,4	26,0	50,0	12,0	12,0	-22	1,65	12
33-45-13	49,0	33,0	45,0	13,0	8,8	-25	3,43	2

Ventajas

La adición de cantidades relativamente pequeñas de urea a una solución de amoníaco + nitrato amónico modifica y mejora las propiedades de cristalización de ciertos compuestos presentes en los fertilizantes mixtos obtenidos de soluciones de ese tipo. El efecto es una menor tendencia a la aglomeración

Inconvenientes

Estas soluciones corroen el acero al carbono

Costo de una planta de capacidad normal

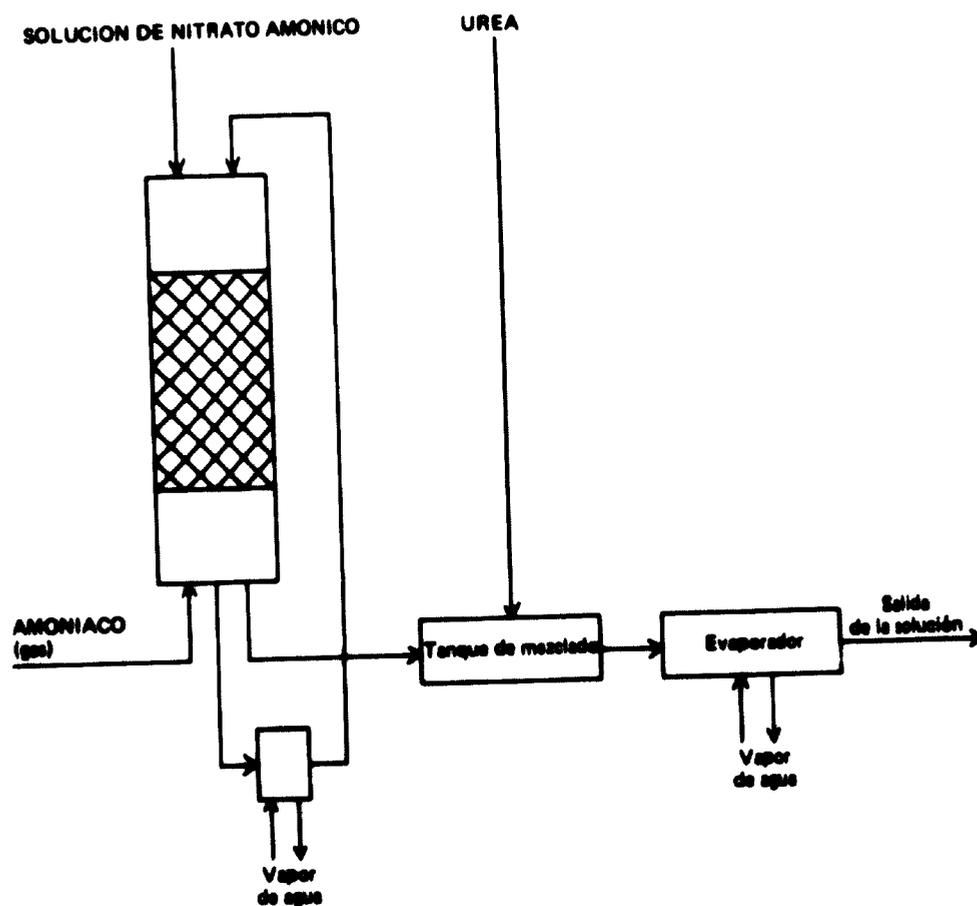
Por tratarse de un proceso sencillo que puede realizarse en una planta de nitrato amónico, no se han hecho estimaciones de costos.

Soluciones de nitrato amónico y urea sin amoníaco

Las soluciones nitrogenadas estables a la presión atmosférica y que contienen nitrato amónico solo o con urea se utilizan a menudo para aplicaciones superficiales sin que se produzcan pérdidas de amoníaco. Tales soluciones pueden fabricarse económicamente en una planta de nitrato amónico.

En el cuadro siguiente se indican la composición y las propiedades de algunas soluciones comerciales.

Clave de identificación	Composición (%)				Temperatura de separación de fases (°C)
	N	NH ₄ NO ₃	NH ₂ CONH ₂	H ₂ O	
0-46-0	16	45,7	-	54,3	-12
0-50-0	17,5	50,0	-	50,0	-6
0-54-0	19,6	54,3	-	45,7	1
0-57-0	20,0	57,3	-	42,7	6
0-40-30	28,0	39,5	30,5	30,6	-17
0-42-33	30,0	42,2	32,7	25,1	-9
0-44-35	32,0	44,3	35,4	20,3	0



Fabricación de soluciones de amoníaco + nitrato amónico + urea

Ventajas

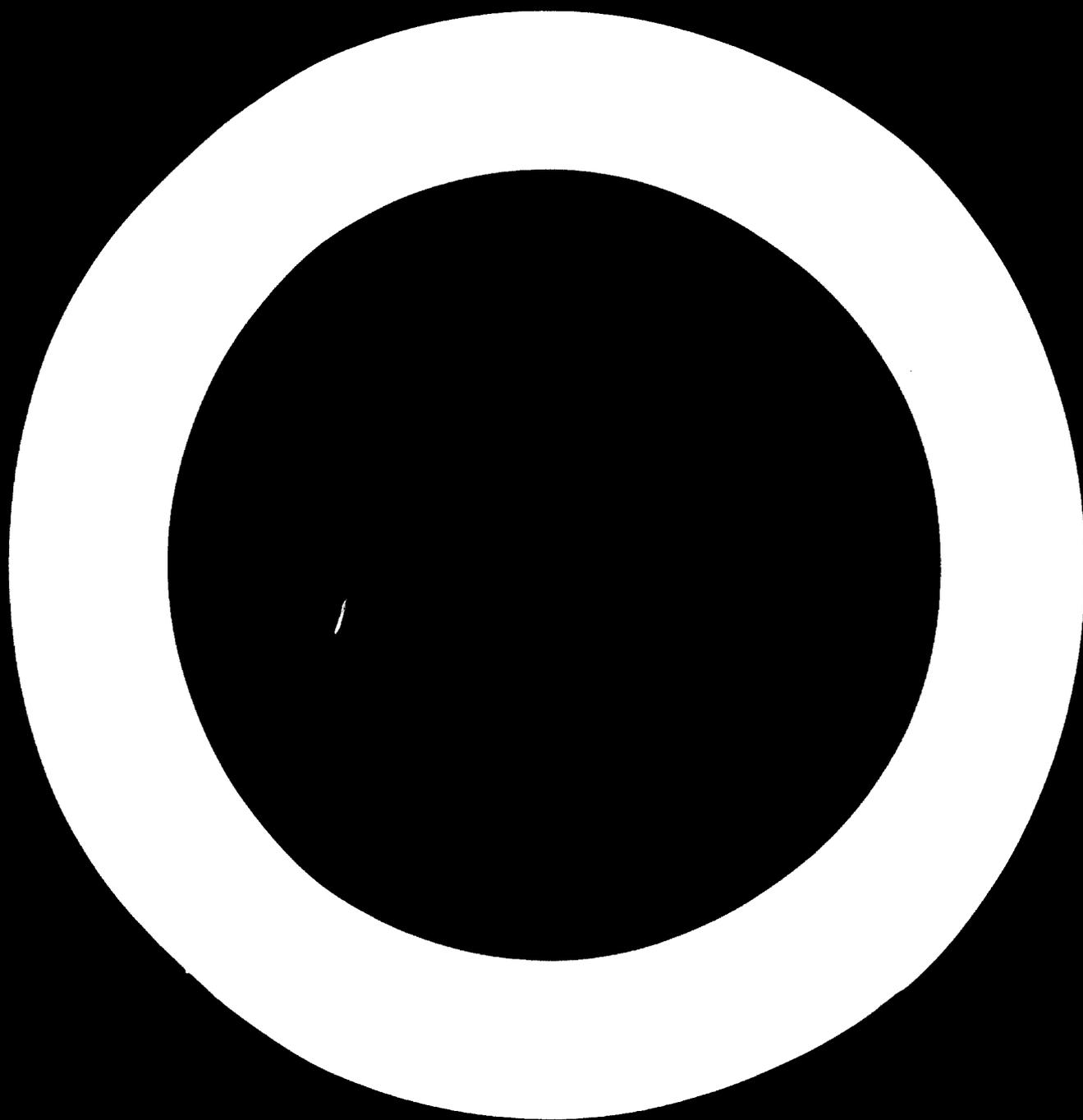
No se requiere ningún recipiente de almacenamiento presurizado

Inconvenientes

Estas soluciones corroen el acero al carbono

Costo de una planta de capacidad normal

No se han hecho estimaciones de costos por tratarse de un proceso sencillo que puede realizarse en una planta de nitrato amónico.



Anexo

LISTA DE EMPRESAS

Allied Chemical Corporation
40 Rector Street
NUEVA YORK, Nueva York 10006
Estados Unidos de América

Arthur McKee and Company
2300 Chester Avenue
CLEVELAND, Ohio 44101
Estados Unidos de América

Asahi Glass Company Ltd
14, 2-chome Marunouchi
Chiyoda-ku
TOKYO
Japón

Bamag Verfahrenstechnik GmbH
Postfach 460
Wetzlarerstrasse 136
D-6308 BUTZBACH
República Federal de Alemania

BASF Aktiengesellschaft
Carl Bosch-Strasse 38
D-6700 LUDWIGSHAFEN/RHEIN
República Federal de Alemania

Bignier Schmid Laurent SA
25, quai Marcel Boyer
IVRY-SUR-SEINE
Francia

C. F. Braun and Company
ALHAMBRA, California 91802
Estados Unidos de América

Chemical Construction Corporation (Chemico)
1 Penn Plaza
NUEVA YORK, Nueva York 10001
Estados Unidos de América

Chemie Linz AG
Postfach 296
A-4021 LINZ
Austria

Chiyoda Chemical Engineering and Construction
Company Ltd
1850 Tsurumi-cho
YOKOHAMA 230
Japón

C. & I./Girdler, Inc.
P.O. Box 174
1721 South 7th Street
LOUISVILLE, Kentucky 40201
Estados Unidos de América

CJB (Projects) Ltd
CJB House
Eastbourne Terrace
LONDRES W.2
Reino Unido

Consolidated Mining and Smelting Company
TRAIL, British Columbia
Canadá

Continental Engineering
(Ingenieursbureau voor de Procesindustrie NV)
Postbus 5294
De Boelelann 589
AMSTERDAM
Países Bajos

Coppée-Rust SA
251, avenue Louise
B-1050 BRUSELAS
Bélgica

Davy Powergas Ltd
8 Baker Street
LONDRES W.1M 1DA
Reino Unido

Didier Engineering GmbH
Industrieanlagenbau
P.O. Box 360
Alfredstrasse 28
D-4300 ESSEN
República Federal de Alemania

The D. M. Weatherly Company
1800 Peachtree Road, N.W.
ATLANTA, Georgia 30309
Estados Unidos de América

ENSA
Creusot-Loire Entreprises
5, rue de Montessuy
F-75325 PARIS cedex 7
Francia

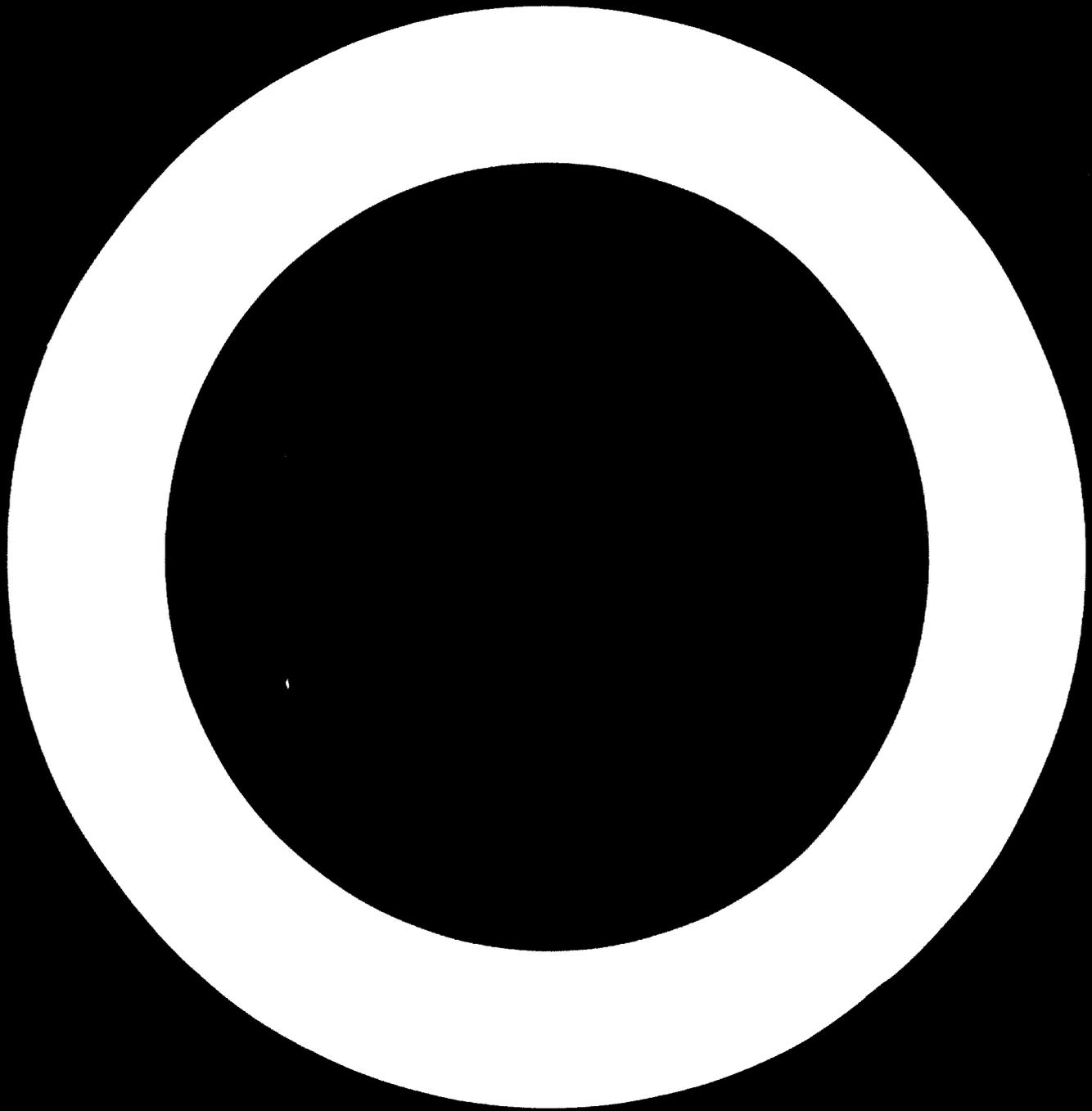
Exportlife Engineering Company Ltd
P.O. Box 1031
HAIFA
Israel

The Fertilizer Corporation of India Ltd
F-43, South Extension Area, Part 1
Ring Road
NUEVA DELHI 3
India

The Fertilizers and Chemicals Travancore Ltd
UDYOGAMANDAL, Cochin
India

- Fisons Ltd**
Fertilizer Division
Harvest House
FELIXSTOWE, Suffolk IP11 7LP
Reino Unido
- Fluor Corporation**
2500 South Atlantic Boulevard
LOS ANGELES, California 90040
Estados Unidos de América
- Foster Wheeler Corporation**
110 South Orange Avenue
LIVINGSTON, Nueva Jersey 07039
Estados Unidos de América
- Friedrich Uhde GmbH**
Deggingsstrasse 10-12
D-4600 DORTMUND
República Federal de Alemania
- Haldor Topsøe A/S**
Telefonvej 6
DK-2860 SØBORG
Dinamarca
- Heinrich Koppers GmbH**
Postfach 8
Moltkestrasse 29
D-4300 ESSEN 1
República Federal de Alemania
- Hitachi Ltd**
1 Takehira-cho
Chiyoda-ku
TOKYO
Japón
- Hitachi Zosen**
1-1, 1-chome Hitotsubashi
Chiyoda-ku
TOKYO 100
Japón
- H. K. Ferguson Company, Inc.**
1 Erieview Plaza
CLEVELAND, Ohio 44114
Estados Unidos de América
- Humphreys and Glasgow Ltd**
22 Carlisle Place
LONDRES S.W. 1P 1JA
Reino Unido
- IMI—Institute for Research and Development**
P.O. Box 313
HAIFA
Israel
- Imperial Chemical Industries Ltd**
Agricultural Division
Catalyst and Licensing Department
P.O. Box 1
BILLINGHAM, Teeside TS23 1LB
Reino Unido
- J. F. Pritchard and Company**
4625 Roanoke Parkway
KANSAS CITY, Missouri 64112
Estados Unidos de América
- Kakoki Kaisha**
Mitsubishi Building
5-2, 2-chome Marunouchi
Chiyoda-ku
TOKYO
Japón
- Kaltenbach et Cie SA**
192 Grande Rue
F-92310 SEVRES
Francia
- Krebs et Cie SA**
61, rue Pouchet
F-75017 PARIS
Francia
- The Lummus Company**
1515 Broad Street
BLOOMFIELD, Nueva Jersey 07003
Estados Unidos de América
- Lurgi Chemie und Hüttentechnik GmbH**
Gervinusstrasse 17/19
D-6000 FRANKFURT/MAIN
República Federal de Alemania
- Lurgi Mineralöltechnik GmbH**
Gervinusstrasse 17/19
D-6000 FRANKFURT/MAIN
República Federal de Alemania
- Mitsui Toatsu Chemicals, Inc.**
3-2-5 Kasumigaseki
Chiyoda-ku
TOKYO
Japón
- Montedison SpA**
Largo Donegani 1-2
I-20134 MILAN
Italia
- The M. W. Kellogg Company**
1300 Three Greenway Plaza East
HOUSTON, Texas 77046
Estados Unidos de América
- Norsk Hydro AS**
Bygdøy allé 2
OSLO 2
Noruega
- Oronzio de Nora (Impianti Electrochemical SaS)**
Via Bistolfi 35
I-20134 MILAN
Italia
- Ralph M. Parsons Company Ltd**
25 George Street
LONDRES W.1
Reino Unido
- Selas Corporation of America**
P.O. Box 200
DRESHER, Pensilvania 19025
Estados Unidos de América

- Shell Development Company**
Division of Shell Oil Company
Patents and Licensing Division
P.O. Box 2463
1 Shell Plaza
HOUSTON, Texas 77001
Estados Unidos de América
- Showa Denko KK**
34 Shiba Miyamoto-cho
Minato-ku
TOKYO
Japón
- Sim-Chem Division**
Simon-Carves Ltd
STOCKPORT, Cheshire SK3 0RZ
Reino Unido
- Snam Progetti SpA**
C.P. 4169
MILAN
Italia
- Société Belge de l'Azote et des Produits Chimiques du Marly (SBA)**
21, rue de Renory
RENORY-UGREE
Belgica
- Société Chimique de la Grande Paroisse**
9, rue Schumann
F-75007 PARIS
Francia
- Stamicarbon BV**
P.O. Box 10
GELEEN
Países Bajos
- Stone and Webster Engineering Corporation**
90 Broad Street
NUEVA YORK, Nueva York 10004
Estados Unidos de América
- Stone and Webster Engineering Ltd**
20 Red Lion Street
LONDRES W.C.1R 4PT
Reino Unido
- SYBETRA SA**
(Syndicat Belge d'Entreprises à l'Etranger)
66, boulevard de l'Imperatrice
B-1000 BRUSELAS
Belgica
- Texaco Development Corporation**
135 East 42nd Street
NUEVA YORK, Nueva York 10017
Estados Unidos de América
- Toyo Engineering Corporation**
2-5, 3-chome Kasumigaseki
Chiyoda-ku
TOKYO
Japón
- Ugine Kuhlmann SA**
25, boulevard de l'Amiral Bruix
F-75016 PARIS
Francia
- Woodall-Duckham Ltd**
CRAWLEY, Sussex RH10 1UX
Reino Unido



Bibliografía

British Sulphur Corporation. Techno-economic appraisal of fertilizer industry in Arab states. Londres, 1976.

_____ World guide to fertilizer processes and constructors. 5. ed. Londres, 1974.

Fertilizer Association of India. National Seminar on Technical and Economic Aspects of Production of Ammonia Based on Heavy Fractions of Petroleum as Feed Stock. 1973.

_____ Symposium on Coal as Feed Stock for Fertilizer Production. 1974.

Noyes, Robert. Ammonia and synthesis gas. Park Ridge, Nueva Jersey, Noyes Development.

Slack, A. V. y G. Russell James, eds. Ammonia. Nueva York, Dekker, 1973. 4 pts (Fertilizer science and technology series, v. 2)

Organización de las Naciones Unidas para el Desarrollo Industrial
Manual de fertilizantes. 1967 (ST/CID/15)
Núm. de venta: S. 67.II.B.1

_____ Producción, tecnología y empleo de fertilizantes. Monografías presentadas en el Seminario Interregional sobre Producción de Fertilizantes, Kiev, 24 agosto a 11 septiembre 1965. (ID/2)
Núm. de venta: S. 68.II.B.1

La serie "Desarrollo y transferencia de tecnología", de la ONUDI

Lista de títulos aparecidos hasta la fecha en español:

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)
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)

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).

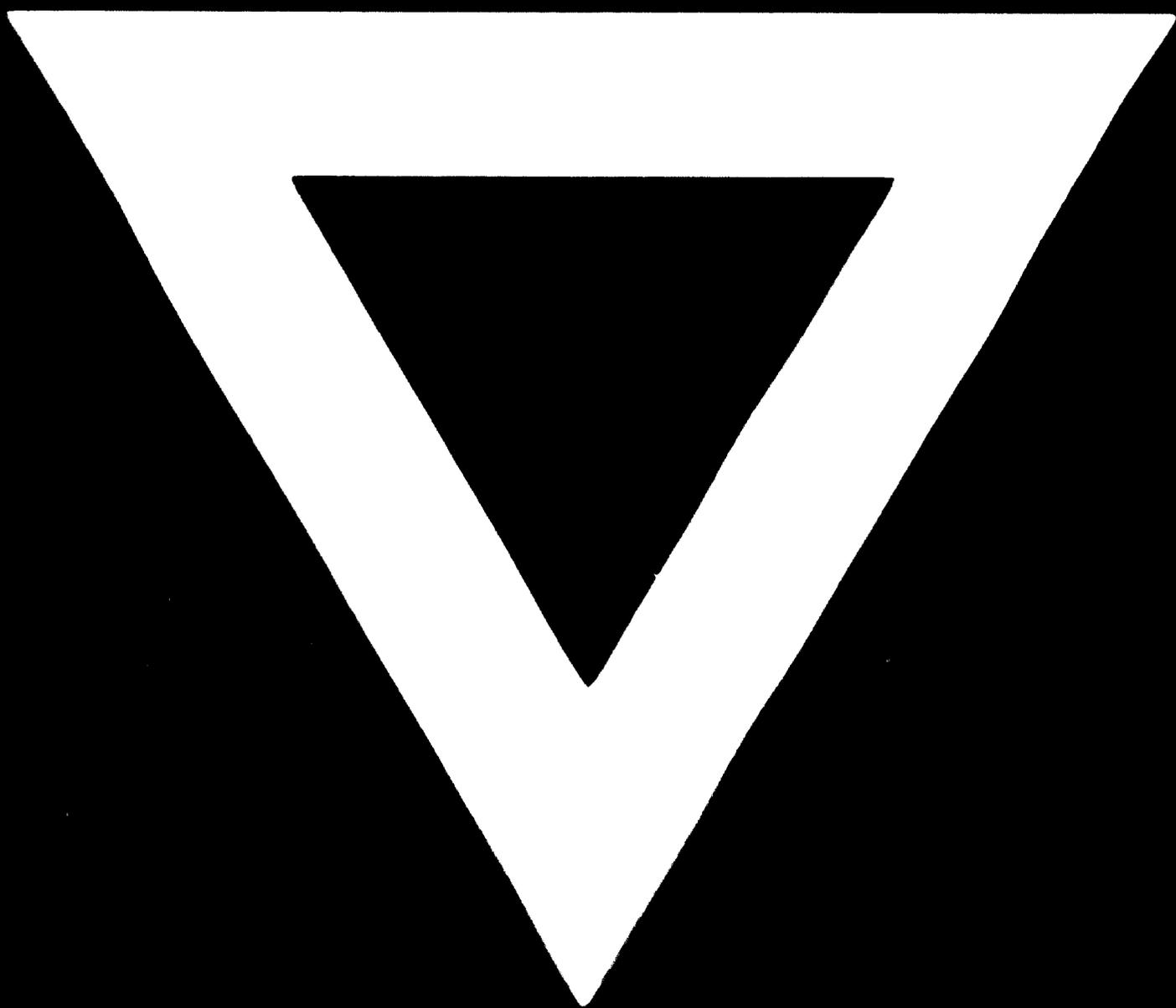
Las publicaciones de venta deben encargarse, por título y número de venta, a los distribuidores autorizados de publicaciones de las Naciones Unidas o una de las oficinas siguientes:

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



1 - 594



81.09.29