



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.

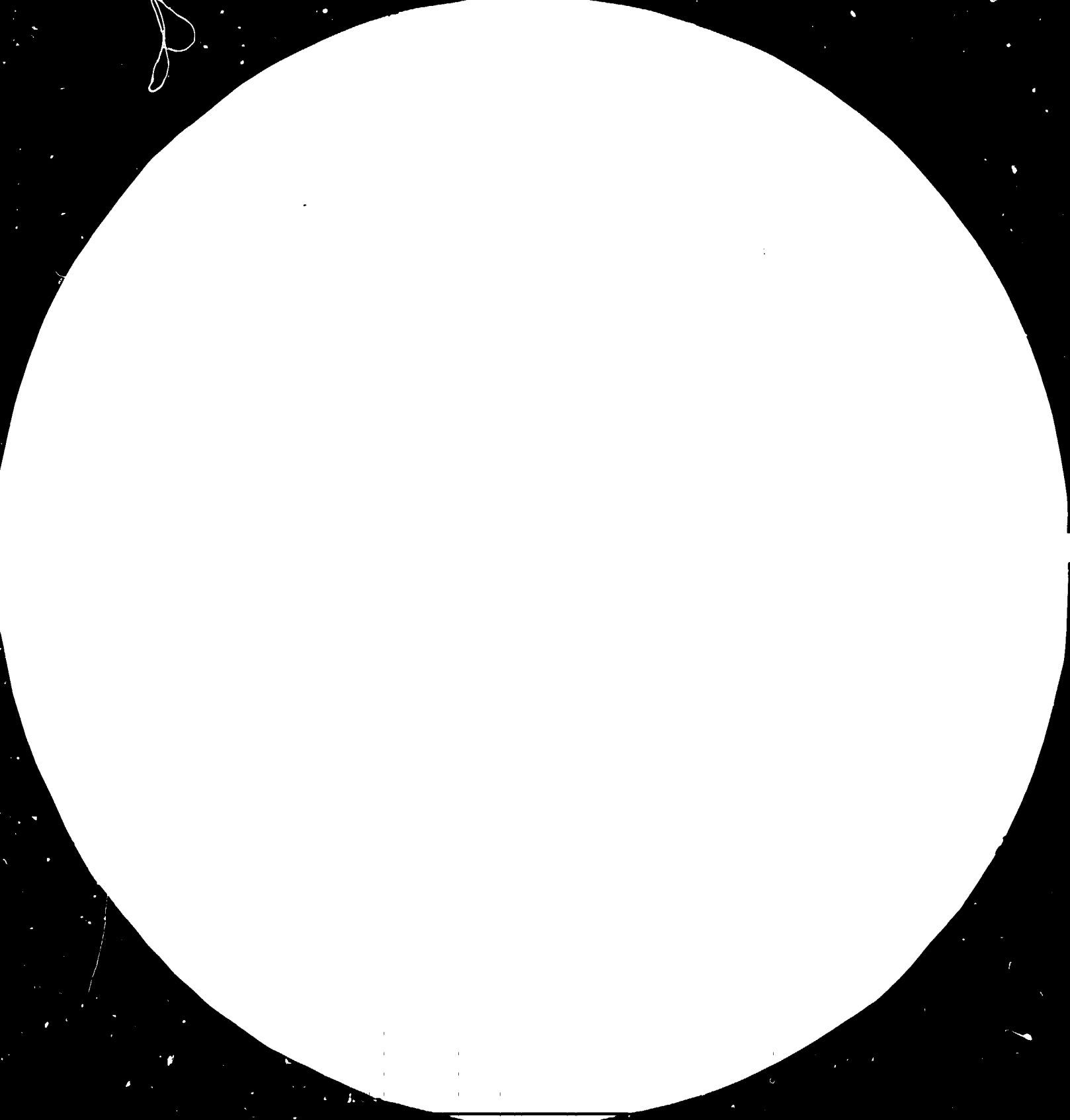
FAIR USE POLICY

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





28

Resolution test target for 2.5, consisting of a group of five vertical lines and a group of five horizontal lines, with the number 2.5 to the right.

32



36



40



RESOLUTION TEST CHART

U.S. GOVERNMENT PRINTING OFFICE: 1963 O 450-000

100% RELATIVE HUMIDITY, 100% RELATIVE HUMIDITY, 100% RELATIVE HUMIDITY

100% RELATIVE HUMIDITY, 100% RELATIVE HUMIDITY, 100% RELATIVE HUMIDITY

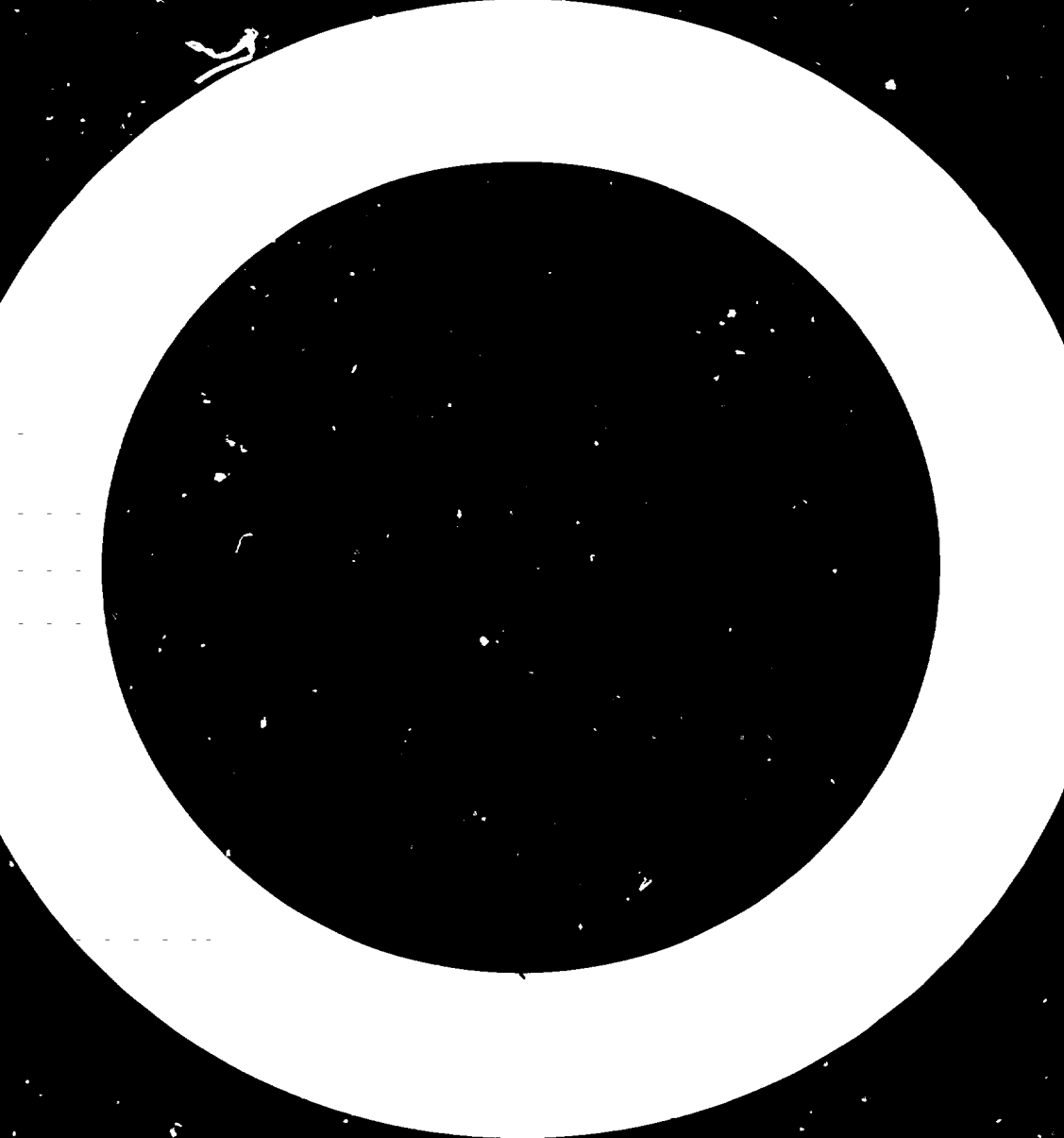
Série "Mise au point et transfert des techniques"

N° **13**

**MANUEL
DES ENGRAIS**



MANUEL DES ENGRAIS



ORGANISATION DES NATIONS UNIES POUR LE DEVELOPPEMENT INDUSTRIEL
Vienne

Série "Mise au point et transfert des techniques"
Numéro 13

MANUEL DES ENGRAIS



NATIONS UNIES
New York, 1985

La description et la classification des pays et des territoires et la présentation des données qui figurent dans la présente étude n'impliquent de la part du secrétariat de l'ONU/DI aucune prise de position quant au statut juridique des pays, territoires, villes ou zones, ou de leurs autorités, ni quant au tracé de leurs frontières ou limites, et n'impliquent aucun jugement quant à leur système économique ou au stade de développement auquel ils sont parvenus.

La mention dans le texte de la raison sociale ou des produits d'une société n'implique aucune prise de position en leur faveur de la part de l'Organisation des Nations Unies pour le développement industriel (ONU/DI).

INTIB

La Banque d'informations industrielles et technologiques (INTIB), qui fut une opération pilote en 1977-1978 et fait partie intégrante des activités de l'ONU/DI depuis 1980, est un service d'information destiné aux pays en développement, dont le but spécifique est de les aider à choisir entre plusieurs technologies possibles. L'INTIB, dont le mandat couvre vingt secteurs industriels particulièrement importants pour les pays en développement, a une fonction double : fournir des informations sous forme de profils technologiques imprimés des différentes possibilités existantes; traiter et analyser l'information pour répondre à des demandes de renseignements particulières.

Les "clients" que l'INTIB est conçue pour servir comprennent les ministères de l'industrie, les instituts de planification et de développement industriel, les établissements technologiques à buts multiples, les services chargés du transfert de technologies, enfin, mais non les moins importantes, les entreprises industrielles; bref, toute personne chargée de choisir une technologie, que ce soit à titre consultatif ou à titre de décideur.

Pour plus ample information sur l'INTIB et les activités qui s'y rapportent, s'adresser par écrit au chef de la Section de l'information industrielle de l'ONU/DI, B.P. 300, A-1400 Vienne (Autriche).

Préface

La présente addition à la série "Mise au point et transfert des techniques", fournie à titre de service de la Banque d'informations industrielles et technologiques (INTIB) de l'Organisation des Nations Unies pour le développement industriel (ONUDI), est destinée à remplacer un document publié sous le même titre en 1967¹. Dans cette série, les autres documents traitant des engrais sont *Procédés de fabrication des engrais phosphatés* (n° 8) et *Procédés de fabrication des engrais azotés* (n° 9).

Ce nouveau *Manuel des engrais* a été rédigé par l'International Fertilizer Development Center (IFDC), avec des contributions appréciables du secrétariat de l'ONUDI. Exception faite de la préface, le texte reproduit ici est identique à celui publié indépendamment par l'IFDC et n'a pas été modifié par l'ONUDI.

Le but du *Manuel* est de décrire en langage clair et simple tous les grands procédés de fabrication d'engrais, les fournitures qui leur sont nécessaires, leurs avantages et inconvénients, et de donner des exemples d'évaluations économiques. Il comprend cinq parties :

Première partie : histoire des engrais, situation mondiale, rôle des engrais dans l'agriculture, matières premières, glossaire de termes concernant les engrais;

Deuxième partie : production et transport de l'ammoniac et de tous les engrais azotés importants;

Troisième partie : caractéristiques du phosphate naturel, production de l'acide sulfurique et de l'acide phosphorique, tous les engrais phosphatés importants, y compris les nitrophosphates et les phosphates d'ammonium;

Quatrième partie : engrais potassiques, engrais composés; éléments secondaires et oligo-éléments; engrais à action lente; propriétés physiques et chimiques des engrais et leur mesure;

Cinquième partie : planification d'une industrie des engrais, lutte contre la pollution, économie de la production d'engrais, problèmes qui se posent à l'industrie mondiale des engrais.

Une importance particulière a été attachée à l'économie de la production des engrais. Les données de base sur les coûts concernent des fabrications dans les zones industrielles de l'Europe et des Etats-Unis, car les conditions dans les pays en développement sont très variables. Cependant, des exemples et des discussions concernant la façon dont l'économie des divers procédés sera vraisemblablement influencée par les conditions dans certains pays en développement. Les estimations des coûts sont assez détaillées pour aider ceux qui pourraient désirer les adapter à leur propre situation.

L'étude des engrais phosphatés et des engrais composés est beaucoup plus étendue que dans le manuel précédent¹. De nouveaux chapitres sur les engrais à action lente et sur les propriétés physiques et chimiques des engrais ont été ajoutés. Pour les engrais azotés, l'étendue du traitement est à peu près le même que dans le manuel précédent. Deux nouveaux chapitres traitent du transport et du stockage de l'ammoniac et des facteurs dont dépend le choix d'un engrais azoté. Dans l'ensemble, 20 % seulement du nouveau manuel peuvent être réellement considérés comme une révision du précédent et 80 % sont entièrement nouveaux.

¹ *Manuel des engrais* (ST/CID/15) (publication des Nations Unies, numéro de vente : 67.II.B.1).

La rédaction du *Manuel* a été dirigée par Travis P. Hignett, consultant spécial à l'IFDC, qui, outre son rôle de directeur de publication, a rédigé tous les chapitres, avec les exceptions suivantes : le chapitre III est dû à H. R. Tejada, de l'IFDC; le chapitre X à F. P. Achorn, de la Tennessee Valley Authority (TVA); le chapitre XVIII à R. C. Smith, de l'AMAX Ltd.; le chapitre XXII à George Hoffmeister fils, de la TVA; le chapitre XXIII et le chapitre XXVI (exception faite de la partie sur les modules, les plates-formes et les bateaux, due à C. J. Pratt, de la Banque mondiale) ont été rédigés par le secrétariat de l'ONUDI. Une grande partie du chapitre V a été reprise d'une étude sur l'industrie mondiale des engrais, réalisée par l'ONUDI en 1976.

De nombreuses informations statistiques sur l'offre et la demande d'engrais ont été fournies par la FAO.

La première version de chaque chapitre a été examinée par des membres du secrétariat de l'ONUDI, qui ont présenté leurs observations. En outre, tous les chapitres ont été revus par des personnes choisies dans le personnel de divers fabricants, associations et instituts du monde entier, de la TVA, de la FAO, de la Banque mondiale et de l'IFDC lui-même. Cependant, les opinions exprimées sont celles des auteurs et ne reflètent pas nécessairement celles de l'IFDC ou du secrétariat de l'ONUDI.

Dans la rédaction d'un document de cette dimension, il est inévitable qu'une partie des informations qu'il contient soit devenue désuète au moment où il est imprimé. Les lecteurs doivent avoir présent à l'esprit que, quand les auteurs emploient le mot "actuel" ou "présent", il s'agit de 1978, sauf indication contraire.

ABREVIATIONS

Sigles

ADIFAL	Asociación para el desarrollo de la industria de los fertilizantes de América Latina (Association latino-américaine pour le développement de l'industrie des engrais)
AID	Agency for Industrial Development (Etats-Unis)
ANDA	Associação Nacional Para Difusão de Adubos (Association nationale pour la diffusion des engrais) [Brésil]
ANSEA	Association des nations du Sud-Est asiatique
AOAC	Association of Official Agricultural Chemists (Etats-Unis)
APEA	Association des producteurs européens d'azote
ASEAN	Voir ANSEA
ASTM	American Society for Testing Materials
BASF	Badische Anilin- und Soda Fabrik
BP	British Petroleum
CAST	Council for Agricultural Science and Technology (Etats-Unis)
CEE	Communauté économique européenne
CEE	Commission économique pour l'Europe (ONU)
CERPHOS	Centre d'études et de recherches des phosphates minéraux
CESAP	Commission économique et sociale pour l'Asie et le Pacifique
CFCA	Co-operation Farm Chemicals Association (Etats-Unis)
CIL	Chemetics International Ltd. (Canada)
CNUCED	Commission des Nations Unies pour le commerce et le développement
COFAZ	Compagnie française de l'azote
DSM	Dutch State Mines (mines domaniales des Pays-Bas). Il s'agit d'usines chimiques, les mines ne sont plus exploitées
FAI	Fertilizer Association of India
FAO	Organisation des Nations Unies pour l'alimentation et l'agriculture
FCI	Fertilizer Corporation of India
FCIA	Foreign Credit Insurance Association (Etats-Unis)
FIAC	Fertilizer Industry Advisory Committee (Etats-Unis)
GUANOMEX	Guanos y Fertilizantes de Mexico
ICI	Imperial Chemical Industries (Royaume-Uni)
ICIS	International Centre for Industrial Studies, Centre international d'études industrielles
IDA	International Development Association (Etats-Unis)
IDCAS	International Development Centre for Arab States
IFA	International Fertilizers Association. Voir ISMA
IFDC	International Fertilizer Development Center (Etats-Unis)
IMI	Israel Mining Industries (Industries extractives d'Israël)
INTIB	Banque d'informations industrielles et technologiques (ONUDI)
IRRI	International Rice Research Institute (Philippines)

ISMA	International Superphosphate Manufacturers Association, devenue ISMA Ltd., puis, en 1982, l'IFA
MAPLO	Mid-American Pipelines System
NFDC	(TVA) National Fertilizer Development System
OCDE	Organisation de coopération et de développement économiques
OMVS	Organisation de mise en valeur du fleuve Sénégal
ONUDI	Organisation des Nations Unies pour le développement industriel
OPEP	Organisation des pays exportateurs de pétrole
PEC	Société Potasse et engrais chimiques
PUK	Péchiney-Ugine-Kuhlmann
SAI	Scottish Agricultural Industries (Ecosse)
SBA	Société belge de l'azote et des produits chimiques du Marly
SELA	Sistema Económico Latinoamericano (Système économique latino-américain)
TVA	Tennessee Valley Authority (Etats-Unis)
UCAR	Union Carbide (Etats-Unis)
UKF	Unie van Kunstmestfabrieken br (Union des fabriques d'engrais chimiques) [Pays-Bas]

Symboles mathématiques, abréviations de noms d'unités et coefficients de conversion

Monnaie

dollar	dollar des Etats-Unis, sauf indication contraire
¢, c	0,01 dollar
mill	0,001 dollar

Longueur

in	<i>inch</i> , pouce = 25,4 mm
ft	<i>foot</i> , pied = 0,3048 m
yd	<i>yard</i> , yard = 0,9144 m
mi	<i>(statute) mile</i> , mille (terrestre) = 1 609 m
μ (mu)	micron, millième de millimètre

Surface

ft ²	<i>square foot</i> , pied carré = 9,290 dm ²
A, a	<i>acre</i> , acre = 0,404 7 ha
sqm	<i>square mile</i> , mille carré = 2,590 km ²

Volume

bbl	<i>barrel</i> , baril (de pétrole) = 159 litres
bu	<i>bushel</i> , boisseau = 35,24 litres. En fait, on pèse le grain, puis on divise par un coefficient qui dépend de la céréale en cause. Le boisseau correspond à 27,22 kg pour le blé et à 25,40 kg pour le maïs.
ft ³	<i>cubic foot</i> , pied cube = 28,317 dm ³
gal	gallon : <i>(Imperial) gallon</i> (Royaume-Uni) = 4,546 litres, gallon (Etats-Unis) = 3,785 litres
in ³	<i>cubic inch</i> , pouce cube = 16,39 cm ³

Nm³ (gaz) m³ mesuré dans les conditions "normales", c'est-à-dire à 0 °C, sous pression de 760 mm de mercure
Tcm *trillion cubic meter*, mille milliards de mètres cubes

Poids

lb *pound*, livre anglaise = 453,59 g
oz *ounce*, once. L'once ordinaire (avoirdupois) vaut 28,35 g, l'once troy, employée pour les métaux précieux, vaut 31,10 g.
t tonne (métrique, sauf indication contraire)
mt (rare) *metric ton*, tonne métrique
st *short ton*, tonne courte = 907,2 kg
g-mole molécule-gramme, 1 gramme × le poids moléculaire
µg microgramme, millième de milligramme

Rendement et taux d'application

lb/A *pound per acre*, livre par acre = 1,121 kg/ha
bu/A *bushel per acre*, boisseau par acre (pour le blé et pour le maïs)
gal/A *gallon per acre*, gallon par acre (Royaume-Uni) = 11,23 l/ha (Etats-Unis) = 9,35 l/ha

Densité

Pour la définition, voir chapitre XXII.

Travail, énergie, chaleur

Btu *British thermal unit* = 252 calories
cal calorie = 4,184 joules
kcal kilocalorie
GJ gigajoule, milliard de joules = 239 000 kcal

Puissance

kW kilowatt = 1,36 cheval-vapeur
kWh kilowatt-heure
MW mégawatt = 1 000 kW

Pouvoir calorifique, chaleur de formation

kcal/m³ Unité utilisée pour mesurer le pouvoir calorifique des gaz combustibles. La température et la pression devraient être indiquées : dans les travaux scientifiques, ce sont en général 0 °C et 760 mm Hg. L'industrie américaine du gaz naturel emploie des "conditions normalisées", 60 °F (14,4 °C) et 14,7 lb/in² (1 atm).

Pression

atm atmosphère, environ 1 kg/cm²
lb/in² livre par pouce carré = 0,070 kg/cm²

Température

°F degré Fahrenheit. Pour transformer les °F en °C, soustraire 32 puis multiplier par 5/9.

Granulométrie

Pour la comparaison des différents systèmes de tamis, voir chapitre XXII, tableau 2.

Abréviations diverses

Am	ammonium, radical monovalent NH ₄
BPL	<i>bone phosphate lime</i> . Sert à indiquer la teneur en phosphore d'un phosphate naturel. La traduction française est inusitée.
BT	basse tension
CAPCI	chemical engineering plant construction cost index
C _p	chaleur spécifique
CRH	<i>critical relative humidity</i> , humidité relative critique. Cf. RH
DGA	diglycolamine
f.a.s.	<i>franco along ship</i> , franco le long du bord
FC	<i>field capacity</i> , capacité du champ
FCI	<i>fixed capital investment</i> , investissement au capital fixe
f.o.b.	franco à bord
GJ	gigajoule, milliard de joules (10 ⁹)
g-mole	molécule-gramme
GNL	gaz naturel liquéfié
GPI.	gaz de pétrole liquéfié
HP	haute pression
HT	haute tension
HTPG	<i>high temperature pan granulation</i>
HTS	<i>high temperature shift catalyst</i> , catalyseur pour réaction de conversion à haute température
kcal	kilocalorie
KT	Koppers-Toszek
lb	livre anglaise = 453,59 g
LHV	<i>low heating value</i> , pouvoir calorifique inférieur
LTS	<i>low-temperature shift catalyst</i> , catalyseur pour réaction de conversion à basse température
neg	négligeable
NMP	N-méthyl-2-pyrolidone
NPK	azote-phosphore-potassium
PC	<i>pressure control</i> , régulateur de pression
PGCU	<i>purge gas conversion unit</i> , unité de conversion du gaz de purge
pH	potentiel hydrogène
ppm	parties par million
ppt	<i>precipitation</i> , précipité
psia	<i>pounds per square inch absolute</i> , livres par pouce carré de pression absolue

psig	<i>pounds per square inch gauge</i> , livres par pouce carré de pression relative
PWP	(pédologie) <i>permanent wilting point</i> , point de flétrissement permanent
RAE	<i>relative agronomic efficiency</i> , efficacité agronomique relative
RH	<i>relative humidity</i> , humidité relative. Cf. CRH
ROI	<i>return on investment</i> , rendement de l'investissement
s	solide (s)
SNG	<i>substitute or synthetic natural gas</i> , gaz de remplacement obtenu à partir du charbon
STM	<i>steam</i> , vapeur d'eau
TEA	triéthanolamine
t/h	tonne par heure
t/j	tonne par jour
t/min	tonne par minute

Abréviations de noms d'engrais

AN	<i>ammonium nitrate</i> , nitrate d'ammonium
ANL	<i>ammonium nitrate-limestone mixture</i> , mélange d'AN et de calcaire. Voir CAN.
APN	<i>ammonium phosphate-nitrate</i> , phosphate-nitrate d'ammonium
APP	<i>ammonium polyphosphate</i> , solution de polyphosphate d'ammonium
APS	<i>ammonium phosphate-sulfate</i> , phosphate-sulfate d'ammonium
AS	<i>ammonium sulfate</i> sulfate d'ammonium
ASN	<i>ammonium sulfate-nitrate</i> , sulfate-nitrate d'ammonium
CAN	<i>ammonium nitrate-calcium carbonate mixture</i> , ammonitrate, mélange de nitrate d'ammonium et de carbonate de calcium
CDU	<i>crotonylidene diurea</i> , crotonylidène-diurée
CMP	<i>calcium magnesium phosphate</i> , phosphate de calcium-magnésium
CN	<i>calcium nitrate</i> , nitrate de calcium
DAP	<i>diammonium phosphate</i> , phosphate diammonique
EDTA	<i>ethylene diamine tetraacetic acid</i> , acide éthylène-diamine-tétracétique
GUP	<i>guanyl urea phosphate</i> , phosphate de guanylurée
GUS	<i>guanyl urea sulfate</i> , sulfate de guanylurée
IBDU	<i>isobutylidene diurea</i> , isobutylidène-diurée
KMP	<i>potassium metaphosphate</i> , métaphosphate de potassium
KP	<i>potassium phosphate</i> , phosphate (I) de potassium (voir KMP et MKP)
MAP	<i>monoammonium phosphate</i> , phosphate monoammonique
MKP	<i>monopotassium phosphate</i> , phosphate monopotassique
MOP	<i>muriate of potash, fertilizer grade KCl</i> , chlorure de potassium, qualité pour engrais
NK	<i>nitrate of potash, potassium nitrate</i> , nitrate de potassium
NTP	nitrophosphate
SCU	<i>sulfur-coated urea</i> , urée enrobée de soufre
SOP	<i>sulfate of potash, fertilizer grade K₂SO₄</i> , sulfate de potassium, qualité pour engrais
SSP	<i>single superphosphate</i> , superphosphate simple
TSP	<i>triple superphosphate</i> , superphosphate triple
U	<i>urea</i> , urée
UAN	<i>urea ammonium nitrate (solution)</i> , solution d'urée et de nitrate d'ammonium

CLASSIFICATION DES PAYS

Sur le plan statistique, la classification normalisée des Nations Unies est utilisée pour les pays développés et les pays en développement :

Pays développés

Comprennent l'Amérique du Nord (Canada et Etats-Unis), l'Europe occidentale, l'Europe orientale (y compris l'URSS), le Japon, Israël, l'Afrique du Sud, l'Australie et la Nouvelle-Zélande.

Pays en développement

Comprennent les pays d'Amérique latine (tous les pays américains autres que le Canada et les Etats-Unis), l'Asie (sauf le Japon et Israël), l'Afrique (sauf l'Afrique du Sud) et l'Océanie (sauf l'Australie et la Nouvelle-Zélande). La Turquie est considérée comme un pays asiatique, bien qu'une partie de son territoire soit en Europe.

Note. L'utilisation de noms de pays au sujet d'emplacements spécifiques n'implique aucun jugement de la part de l'IFDC sur les frontières d'aucun pays, lorsque ces frontières sont contestées.

Groupe ment régional des pays

Quand un groupe ment régional de pays est indiqué (par exemple "Moyen-Orient"), il est tiré d'une source d'information indiquée comme référence. L'utilisation de ces noms de groupements n'implique de la part de l'IFDC aucun jugement quant à leur validité et n'implique pas nécessairement l'approbation du nom choisi.

TABLE DES MATIERES

Première partie. — Introduction et généralités

	<i>Pages</i>
I. HISTOIRE DES ENGRAIS CHIMIQUES	
A. <i>Introduction</i>	3
B. <i>Engrais chimiques</i>	4
1. Engrais phosphatés	4
2. Engrais azotés	5
3. Engrais potassiques	6
4. Autres éléments nutritifs	6
5. Engrais composés	7
6. Une agriculture plus intensive	7
7. Examen statistique du développement de la production et de la consommation des engrais : 1950-1976	8
II. AVENIR DE L'INDUSTRIE DES ENGRAIS (1978-2000)	
A. <i>Introduction</i>	13
B. <i>Utilisation des engrais</i>	14
C. <i>Production d'engrais</i>	15
1. Valeur de la production	16
2. Matières premières	16
3. Engrais organiques	17
4. Implantation des usines d'engrais	17
5. Commercialisation	18
6. Financement	18
7. Main-d'œuvre	19
8. Lutte contre la pollution	19
D. <i>Politiques des gouvernements et des organisations internationales</i>	20
III. ROLE DES ENGRAIS EN AGRICULTURE	
A. <i>Introduction</i>	22
1. La contribution des engrais à la production agricole	22
2. Influence des engrais sur la production	25
3. Le sol	25
4. Eléments nutritifs fournis par les engrais	30
5. Influence de la variété cultivée et des pratiques culturales	31
6. Disponibilité en eau et réponse aux engrais	32
B. <i>Economie de l'emploi des engrais</i>	33
1. Aspect économique de la production	33
2. Quelques autres questions	36
3. Aspects de la politique concernant les engrais	36
Références	38

	<i>Pages</i>
IV. DEFINITIONS ET CONCEPTS GENERAUX	
A. <i>Engrais : définition générale</i>	40
1. Disponibilité d'un engrais	40
2. Réglementations sur les engrais	41
3. Expression des éléments nutritifs : oxydes ou éléments	42
4. Définition de certains termes concernant les engrais	42
V. MATIERES PREMIERES ET RESERVES	
A. <i>Estimation des besoins en matières premières</i>	45
B. <i>Sources de matières premières et disponibilités</i>	46
1. Matières premières pour l'ammoniac	47
2. Phosphate naturel	49
3. Soufre	51
4. Potasse	53
5. Autres matières premières	53
6. Eau	54
Références	54

Deuxième partie. — Engrais azotés

VI. PRODUCTION D'AMMONIAC	
A. <i>Historique de la synthèse de l'ammoniac</i>	61
B. <i>Procédés de réformage à la vapeur</i>	63
1. Données thermochimiques	63
2. Matières premières pour le réformage à la vapeur	64
3. Technique du processus de réformage à la vapeur	69
C. <i>Procédés par oxydation partielle utilisant des hydrocarbures comme matière première</i>	77
D. <i>Procédés de production d'ammoniac à partir du charbon</i>	79
E. <i>Ammoniac à partir d'hydrogène électrolytique</i>	81
F. <i>Economie de la production d'ammoniac</i>	82
1. Besoins en capital	82
2. Estimations du coût de production et du prix de vente départ usine	84
3. Economie des petites usines d'ammoniac	90
Références	91
VII. TRANSPORT ET STOCKAGE DE L'AMMONIAC	
A. <i>Introduction</i>	93
B. <i>Stockage de l'ammoniac</i>	94
C. <i>Transport de l'ammoniac</i>	96
1. Transport par mer	96
2. Transport par péniches	97
3. Transport par pipelines	98
4. Transport par chemin de fer	102
5. Transport par route	102
6. Comparaison de diverses méthodes de transport	104
Références	105

VIII. SELS D'AMMONIUM, ACIDE NITRIQUE ET NITRATES

A. <i>Introduction</i>	106
B. <i>Sulfate d'ammonium</i>	106
1. Propriétés du sulfate d'ammonium	106
2. Méthodes de production	106
3. Techniques de cristallisation	107
4. Spécifications physiques et chimiques	108
5. Détails sur la production	108
6. Stockage et manutention	113
C. <i>Chlorure d'ammonium</i>	113
1. Généralités	113
2. Propriétés du chlorure d'ammonium	114
3. Méthodes de production	114
D. <i>Acide nitrique</i>	117
1. Historique	117
2. Propriétés	118
3. Oxydes de l'azote	118
4. Considérations chimiques et théoriques concernant la production d'acide nitrique à partir de l'ammoniac	118
5. Considérations sur la production	121
6. Comparaisons techniques et économiques	129
7. Matériaux utilisés	130
E. <i>Nitrate d'ammonium</i>	130
1. Propriétés du nitrate d'ammonium	131
2. Dangers du nitrate d'ammonium	131
3. Méthodes de production	134
4. Procédés de finissage	135
5. Lutte contre la pollution	137
F. <i>Nitrate de sodium</i>	138
1. Généralités	138
2. Utilisations principales	138
3. Propriétés du nitrate de sodium	138
4. Méthodes de production	138
5. Stockage	140
G. <i>Nitrate de potassium</i>	140
H. <i>Nitrate de calcium</i>	140
1. Généralités	140
2. Propriétés du nitrate de calcium	140
3. Méthodes de production	140
4. Stockage	141
Références	141

IX. UREE

A. <i>Introduction</i>	143
Propriétés	144
B. <i>Procédés de production</i>	145
1. Paramètres du fonctionnement	145
2. Procédés sans recyclage et à recyclage partiel	146
3. Procédés à recyclage total	147
C. <i>Procédés de finissage de l'urée</i>	153
1. Prillage	153
2. Granulation en bac de la TVA	154

	<i>Pages</i>
3. Granulation en bac de la Norsk Hydro	156
4. Granulation par le Spherodizer C & I Girdler	156
5. Procédé de granulation Fisons	157
6. Granulation en lit soufflé	157
7. Passage du prillage à la granulation	157
8. Récupération de la poussière et des fumées	157
9. Influence du processus de finissage sur la teneur en biuret	158
10. Coûts comparés de la granulation et du prillage	158
11. Enrobage	159
D. <i>Besoins des procédés</i>	159
Références	160
X. PRODUCTION, PROPRIETES ET UTILISATION DES SOLUTIONS AZOTEES ET APPLICATION DIRECTE DE L'AMMONIAC ANHYDRE	
A. <i>Introduction</i>	161
B. <i>Utilisation de l'ammoniac anhydre</i>	162
1. Vente au détail	163
2. Application de l'ammoniac anhydre	164
3. Sécurité de la manutention	167
C. <i>Solutions azotées en équilibre avec l'atmosphère</i>	168
1. Production de solutions mixtes d'urée et de nitrate d'ammonium	170
2. Application et utilisation	171
D. <i>Ammoniaque</i>	173
E. <i>Solutions sous pression</i>	174
Utilisation des solutions azotées sous pression	175
F. <i>Résumé</i>	176
Références	176
XI. QUELQUES FACTEURS INFLUENÇANT LE CHOIX D'ENGRAIS AZOTES	
A. <i>Introduction</i>	177
B. <i>Considérations agronomiques</i>	177
C. <i>Propriétés physiques et sécurité</i>	179
D. <i>Fabrication</i>	179
E. <i>Economie</i>	179
F. <i>Coûts et prix de vente départ usine estimés de l'urée, du nitrate et du sulfate d'ammonium</i> 180	
1. Coût estimé de la production d'urée	181
2. Coût estimé de la production de nitrate d'ammonium	183
3. Coût estimé de la production de sulfate d'ammonium	187

Troisième partie. — Engrais phosphatés

XII. PHOSPHATE NATUREL ET ACIDE SULFURIQUE	
A. <i>Introduction</i>	191
B. <i>Phosphate naturel</i>	191
1. Phosphates apatitiques	192
2. Phosphates alumineux	192
3. Minéraux accessoires	193
4. Propriétés physiques	193

	<i>Pages</i>
5. Facteurs dont dépend le potentiel économique	193
6. Application directe du phosphate naturel	193
7. Méthodes de mesure de la réactivité du phosphate naturel	195
8. Phosphate alumineux grillé	198
C. <i>Acide sulfurique</i>	198
1. Acide sulfurique à partir du soufre élément	199
2. Production d'acide sulfurique à partir de pyrites ou d'opérations de raffinage	204
3. Production d'acide sulfurique à partir de sulfate de calcium	205
Références	208
XIII. ACIDE PHOSPHORIQUE	
A. <i>Introduction</i>	210
B. <i>Production d'acide phosphorique par les procédés par voie humide utilisant l'acide sulfurique</i>	210
1. Chimie du procédé	210
2. Chaleur dégagée par la réaction	211
3. Types de procédés	211
4. Description du procédé	212
5. Economie de la production d'acide phosphorique	225
6. Expédition de l'acide phosphorique	228
7. Utilisation du gypse obtenu comme sous-produit	230
8. Utilisation du fluor	233
9. Purification de l'acide phosphorique	234
C. <i>Production de l'acide phosphorique au moyen d'acides autres que l'acide sulfurique</i>	234
1. Attaque et séparation mécanique du résidu insoluble	235
2. Contact liquide-liquide	235
3. Concentration de l'acide	235
4. Récupération du solvant contenu dans la saumure de chlorure de calcium épuisée	236
5. Matériaux	236
6. Qualité de l'acide phosphorique à l'HCl	236
7. Capital investi	237
8. Fournitures nécessaires	237
D. <i>Production d'acide phosphorique par le procédé au four électrique</i>	238
E. <i>Production d'acide phosphorique par le procédé haut fourneau</i>	241
Références	242
XIV. ENGRAIS DERIVES DE L'ACIDE PHOSPHORIQUE	
A. <i>Superphosphate triple (TSP)</i>	244
1. Production de superphosphate triple non granulé	245
2. Granulation directe du superphosphate triple	246
B. <i>Phosphates d'ammonium</i>	249
Polyphosphate d'ammonium	253
C. <i>Autres engrais obtenus à partir de l'acide phosphorique</i>	255
1. Phosphates-sulfates d'ammonium	255
2. Phosphates-chlorures d'ammonium	257
3. Phosphates-nitrates d'ammonium (APN)	257
4. Urée-phosphates d'ammonium (UAP)	257
D. <i>Utilisation de l'acide phosphorique dans des procédés de granulation</i>	258
E. <i>Utilisations diverses de l'acide phosphorique dans la fabrication d'engrais</i>	258
F. <i>Etude comparée, sur le plan économique, du TSP, du DAP et du MAP</i>	259
Références	263

	<i>Pages</i>
XV. NITROPHOSPHATES	
A. <i>Chimie des procédés de fabrication des nitrophosphates</i>	264
B. <i>Élimination du nitrate de calcium</i>	264
1. <i>Élimination du calcium par échange d'ions</i>	265
2. <i>Élimination du calcium par addition de sulfate</i>	266
C. <i>Addition d'acide phosphorique ou de phosphates solubles</i>	267
D. <i>Technique des processus de fabrication du nitrophosphate</i>	268
1. <i>Choix du phosphate naturel</i>	268
2. <i>Extraction</i>	269
3. <i>Élimination du nitrate de calcium</i>	269
4. <i>Traitement par l'ammoniac</i>	270
5. <i>Procédés de finissage</i>	270
6. <i>Quelques autres procédés de fabrication</i>	270
E. <i>Évaluation, sur le plan économique, des procédés de fabrication de nitrophosphates</i>	271
Références	274
XVI. AUTRES ENGRAIS PHOSPHATES	
A. <i>Superphosphate simple</i>	275
1. <i>Caractéristiques nécessaires des phosphates naturels</i>	275
2. <i>Chimie du SSP</i>	276
3. <i>Méthodes de production</i>	276
B. <i>Superphosphate enrichi</i>	279
C. <i>Scories de déphosphoration</i>	279
D. <i>Phosphates de potassium</i>	280
E. <i>Poudre d'os</i>	281
F. <i>Phosphate de calcium-magnésium fondu</i>	281
G. <i>Phosphate naturel défluoré</i>	281
H. <i>Phosphate Rhénania</i>	282
I. <i>Métaphosphate de calcium</i>	282
J. <i>Phosphate dicalcique</i>	283
K. <i>Phosphates de magnésium</i>	283
Références	283
XVII. QUELQUES FACTEURS INFLUENÇANT LE CHOIX D'UN ENGRAIS PHOSPHATE	
Exemple d'étude économique	286

Quatrième partie. — Engrais potassiques et autres engrais

XVIII. ENGRAIS POTASSIQUES	
A. <i>Introduction</i>	291
B. <i>Importance agronomique et industrielle de la potasse</i>	291
C. <i>Minéralogie des minerais de potasse</i>	292
D. <i>Réserves mondiales de potasse</i>	293
1. <i>Canada</i>	293
2. <i>États-Unis</i>	294

	<i>Pages</i>
3. Amérique centrale.....	295
4. Amérique du Sud.....	295
5. Afrique.....	296
6. Moyen-Orient.....	296
7. Europe.....	296
8. URSS.....	297
9. Asie.....	298
E. <i>Extraction</i>	298
1. Extraction souterraine.....	298
2. Extraction par lixiviation.....	299
3. Récupération à partir de saumures.....	299
F. <i>Enrichissement - Raffinage</i>	299
1. Enrichissement de minerais de sylvinite.....	299
2. Enrichissement des minerais et saumures contenant de la carnallite.....	301
3. Enrichissement et utilisation des minerais sulfatés.....	303
G. <i>Production de sulfate de potassium par des procédés thermiques</i>	305
1. Procédé Mannheim.....	305
2. Procédé Hargreaves.....	306
3. Utilisation de HCl.....	306
4. Utilisation du sulfate de potassium.....	306
H. <i>Production du nitrate de potassium</i>	306
1. Procédé de la Southwest Potash.....	306
2. Procédé des IMI.....	307
3. Autres procédés.....	308
I. <i>Evacuation des résidus</i>	308
J. <i>KCl, qualité pour industrie chimique</i>	308
K. <i>Granulométrie</i>	309
1. Différences de prix suivant la qualité.....	310
2. Granulation des sels de potassium.....	311
L. <i>Capacité mondiale de production de potasse</i>	313
M. <i>Prix et coûts de production</i>	313
N. <i>Commerce mondial de la potasse</i>	315
O. <i>Consommation mondiale d'engrais potassiques</i>	317
Références.....	319

XIX. ENGRAIS COMPOSES

A. <i>Choix des dosages</i>	320
B. <i>Procédés de fabrication d'engrais composés</i>	321
1. Mélange à sec des engrais.....	322
2. Granulation de mélanges d'engrais secs.....	322
3. Granulation d'engrais secs avec addition de produits réagissant chimiquement.....	326
4. Granulation de bouillie.....	329
5. Procédés de granulation de masse fondue.....	330
6. Prillage d'engrais composés.....	333
7. Mélange en vrac.....	336
8. Production d'engrais composés liquides.....	340
9. Engrais liquides limpides.....	340
C. <i>Economie de la production d'engrais composés</i>	345
Références.....	347

	<i>Pages</i>
XX. ELEMENTS NUTRITIFS SECONDAIRES ET OLIGO-ELEMENTS	
A. <i>Eléments nutritifs secondaires</i>	349
1. Calcium et magnésium	349
2. Soufre	351
3. Incorporation d'éléments nutritifs secondaires dans les engrais granulés	351
4. Addition d'éléments nutritifs secondaires aux engrais liquides	352
5. Addition d'éléments nutritifs secondaires à des suspensions	353
B. <i>Oligo-éléments</i>	353
1. Addition d'oligo-éléments aux engrais granulés	354
2. Addition d'oligo-éléments aux engrais liquides	355
C. <i>Autres éléments utiles</i>	357
Références	357
XXI. ENGRAIS A ACTION LENTE	
A. <i>Engrais phosphatés à action lente</i>	359
B. <i>Engrais azotés à action lente</i>	359
1. Produits légèrement solubles	360
2. Sulfate de guanlylurée (GUS) et phosphate de guanlylurée (GUP)	361
3. Produits solubles enduits	361
4. Inhibiteurs de nitrification	365
C. <i>Engrais potassiques à action lente</i>	365
D. <i>Conclusions concernant les engrais à action lente</i>	366
Références	366
XXII. PROPRIETES PHYSIQUES ET CHIMIQUES DES ENGRAIS ET METHODES DE DETERMINATION	
A. <i>Introduction</i>	368
B. <i>Granulométrie</i>	368
1. Influence sur la réponse agronomique	368
2. Influence sur les propriétés concernant le stockage et la manutention	369
3. Influence sur les propriétés concernant le mélange	370
4. Méthodes d'analyse granulométrique	371
C. <i>Propriétés concernant la ségrégation</i>	374
1. Ségrégation due aux vibrations	375
2. Ségrégation due à l'écoulement	375
3. Ségrégation due à l'action balistique	375
4. Mesures pour réduire la ségrégation de mélanges d'engrais	377
D. <i>Dureté des granules</i>	377
1. Résistance à l'écrasement	377
2. Résistance à l'abrasion	379
3. Résistance au choc	379
E. <i>Densité apparente en vrac</i>	380
F. <i>Angle de talus naturel</i>	380
G. <i>Densité apparente des particules</i>	380
H. <i>Humidité relative critique</i>	382
1. Méthode directe	382
2. Méthode de l'isoténiscope	384
3. Méthode de l'hygromètre électrique	385
4. Méthode de l'absorption sous vide	385
5. Chromatographie gazeuse	385
6. Influence de la température	385

	<i>Pages</i>
I. <i>Vitesse et influence de l'absorption d'humidité</i>	385
1. Essai d'absorption-pénétration en laboratoire	386
2. Essais en petits tas	387
3. Protection pendant le stockage en vrac	388
4. Essais de facilité d'épandage	388
5. Essais de fluidité en laboratoire	389
J. <i>Prise en masse d'engrais</i>	389
1. Influence de la teneur en humidité	390
2. Influence de la granulométrie et de la dureté	391
3. Influence des conditionneurs	391
4. Influence de la température de stockage	393
5. Influence de la pression de stockage	393
6. Influence du mûrissement	394
7. Essais de stockage en gros sacs	394
8. Essais de stockage en petits sacs	396
9. Essais accélérés de prise en masse	396
K. <i>Compatibilité chimique des mélanges</i>	398
L. <i>Formation de poussière et adhérence des produits d'enrobage</i>	399
1. Conception des tambours d'enrobage	399
2. Mesure de l'émission de poussière ou de l'adhérence des produits d'enrobage	399
3. Utilisation d'agents antipoussière	401
M. <i>Point de fusion</i>	402
N. <i>Acidité et alcalinité physiologiques des engrais</i>	402
1. Méthodes de mesure de l'acidité et de l'alcalinité	403
2. Quelques causes d'erreurs	405
O. <i>Indice de salinité</i>	405
1. Méthode de mesure	405
2. Signification des résultats	406
3. Utilité de l'indice de salinité	406
Références	407

Cinquième partie. — Planification et questions économiques

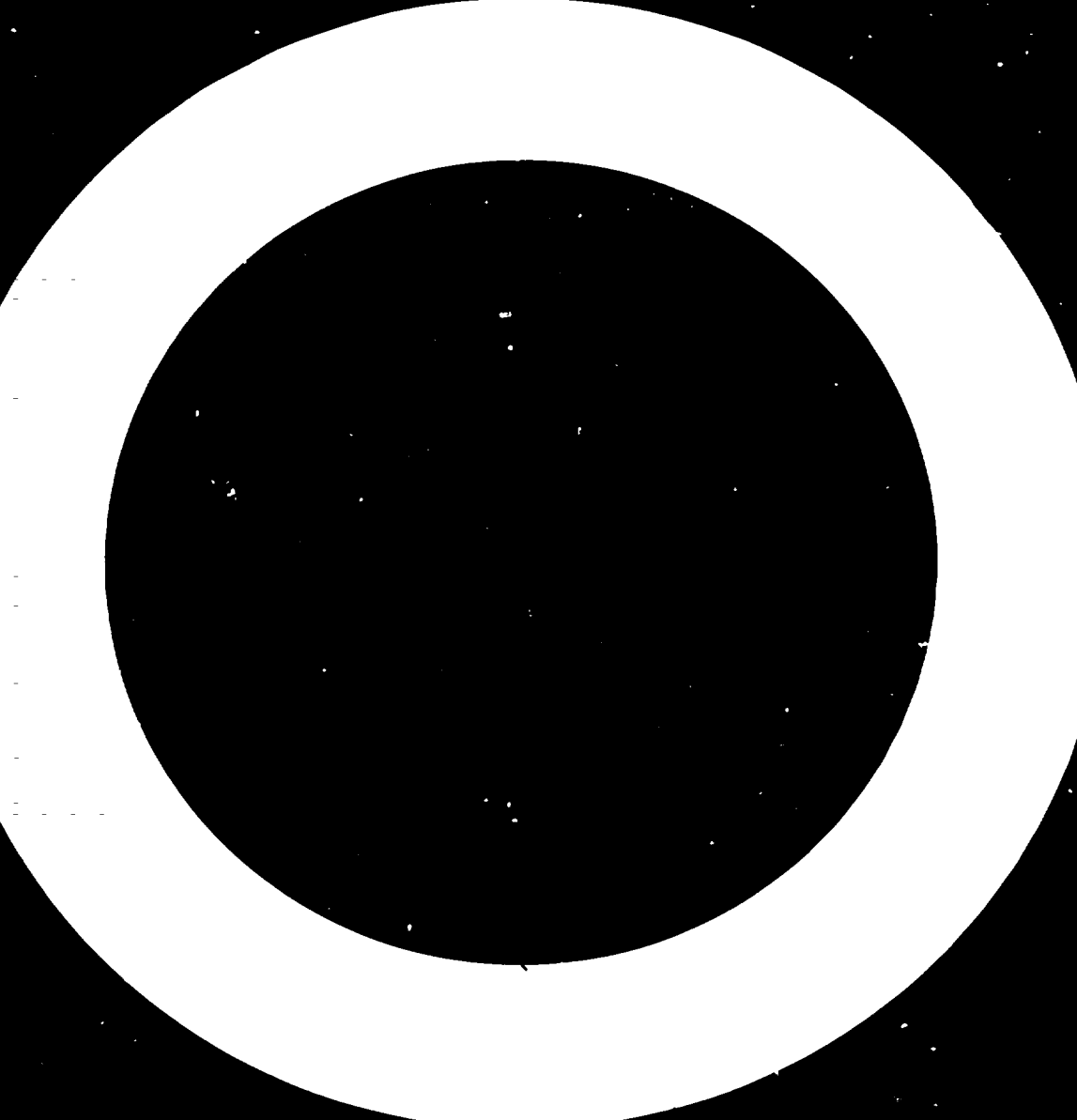
XXIII. LUTTE CONTRE LA POLLUTION ET AUTRES FACTEURS LIES A L'ENVIRONNEMENT	
A. <i>Introduction</i>	413
B. <i>Effluents gazeux</i>	414
1. Ammoniac	414
2. Oxyde de l'azote	414
3. Oxyde du soufre et brouillard d'acide sulfurique	415
4. Fluorures gazeux	415
5. Brouillard, émanations et poussière	416
6. Nitrate d'ammonium	417
7. Urée	417
C. <i>Effluents liquides</i>	417
1. Engrais azotés et produits intermédiaires	418
2. Engrais phosphatés	419
3. Effluents des chaudières et des tours de refroidissement	420
4. Potasse	420

	<i>Pages</i>
D. <i>Déchets solides</i>	421
1. Gypse	421
2. Nitrate et carbonate de calcium	421
3. Anhydride arsénieux	421
4. Catalyseur au vanadium épuisé	422
E. <i>Tendances de la lutte contre la pollution et de la législation</i>	422
1. Pays développés	422
2. Pays en développement	422
3. Rôle de l'ONUDI	422
F. <i>Création, à partir de zéro, d'une usine dans un pays en développement</i>	423
1. Guide des spécifications techniques à imposer aux entrepreneurs	423
2. Enquêtes sur l'environnement	424
G. <i>Aspects économiques du coût de la lutte contre la pollution</i>	425
Références	425
XXIV. PLANIFICATION DE LA CREATION OU DU DEVELOPPEMENT D'UNE INDUSTRIE DES ENGRAIS	427
A. <i>Introduction</i>	427
B. <i>Estimations de la demande et des besoins</i>	428
C. <i>Commercialisation</i>	428
D. <i>Ressources naturelles</i>	429
E. <i>Types d'usines d'engrais</i>	430
Création du système de commercialisation et de distribution	430
F. <i>Politique gouvernementale</i>	430
G. <i>Législation et réglementation gouvernementales</i>	431
H. <i>Implantation des usines</i>	432
Références	432
XXV. FABRICATION DES ENGRAIS : LE POINT DE VUE ECONOMIQUE	433
A. <i>Hypothèses de base des estimations des coûts de construction</i>	434
B. <i>Hypothèses concernant les estimations du coût de production</i>	435
1. Coûts liés au capital	435
2. Utilisation de la capacité	435
3. Coûts liés à la main-d'œuvre	435
4. Coûts des matières premières	435
5. Services auxiliaires	436
6. Autres coûts	436
7. Coûts des sacs	436
C. <i>Fournitures nécessaires au procédé</i>	437
D. <i>Engrais azotés</i>	437
1. Ammoniac	440
2. Complexes ammoniac-urée	443
3. Acide nitrique et nitrate d'ammonium	444
E. <i>Engrais phosphatés</i>	444
1. Acide sulfurique	444
2. Acide phosphorique	446
3. TSP, DAP et MAP	446
4. Complexes produisant des phosphates	446
F. <i>Autres engrais</i>	448

XXVI. PROBLEMES QUI SE POSENT A L'INDUSTRIE MONDIALE DES ENGRAIS	<i>Pages</i>
A. <i>Il faut disposer de plus d'engrais</i>	449
B. <i>Difficultés liées à l'infrastructure</i>	449
C. <i>Retards à la construction d'usines d'engrais et à leur mise en service</i>	450
D. <i>Pleine utilisation des capacités existantes</i>	451
E. <i>Etablissement des contrats</i>	452
F. <i>Augmentation des coûts en capital et du prix des matières premières</i>	452
G. <i>Financement</i>	453
H. <i>Cycles des cours mondiaux des engrais</i>	453
I. <i>Transfert de technologie et de savoir-faire</i>	454
J. <i>Coopération régionale et sous régionale</i>	454
<i>Coopération régionale</i>	454
K. <i>Evénements futurs qui pourraient réduire le coût des usines d'engrais ou la quantité d'engrais nécessaire</i>	455
1. <i>Nouvelles méthodes de gazéification et de liquéfaction du charbon</i>	455
2. <i>Autres combustibles fossiles</i>	455
3. <i>Energie nucléaire</i>	455
4. <i>Energie des courants océaniques</i>	455
5. <i>Meilleure utilisation des déchets organiques</i>	455
6. <i>Fixation biologique de l'azote</i>	455
7. <i>Fixation enzymatique ou catalytique de l'azote</i>	455
8. <i>Utilisation plus efficace des engrais azotés</i>	455
9. <i>Préfabrication d'usines d'engrais ou de modules</i>	455
L. <i>Conclusion</i>	459
Références	459

Première partie

INTRODUCTION ET GENERALITES



I. Histoire des engrais chimiques

A. Introduction

Pendant toute l'Antiquité et tout le Moyen Age, les hommes se sont beaucoup intéressés à améliorer le rendement des récoltes par l'addition de diverses substances minérales ou organiques, mais, jusqu'à il y a 200 à 300 ans, on procédait de façon très empirique. On avait constaté par accident, en faisant des essais ou lors d'erreurs, que l'application au sol de divers déchets organiques et substances minérales, par exemple le fumier, la poudre d'os, les cendres de bois, le salpêtre et le gypse, améliorait de façon spectaculaire la croissance des plantes, mais les résultats étaient imprévisibles : un traitement qui avait été utile pour un champ pouvait n'avoir aucun effet, ou même avoir un effet défavorable, pour un autre.

Le compte rendu par van Helmont de son expérience faite en Belgique au XVII^e siècle montre bien les difficultés rencontrées par les anciens savants :

"Je pris un vaisseau de terre cuite dans lequel je mis 200 livres de terre séchée au four, puis je la mouillai d'eau de pluie et j'y plaçai une bouture de saule pesant 5 livres. Après exactement 5 ans, l'arbre avait poussé et pesait 169 livres 3 onces, mais le vaisseau n'avait jamais reçu que de l'eau de pluie ou de l'eau distillée pour le mouiller quand c'était nécessaire. A la fin de l'expérience, je séchai le sol à nouveau et je retrouvai les 200 livres initiales, moins environ 2 onces. Donc, les 164 livres d'accroissement de poids du bois, de l'écorce et des racines provenaient uniquement de l'eau."

Pour van Helmont, la perte de poids de 2 onces était dans les limites de l'erreur d'expérience. Comme il n'avait ajouté que de l'eau et comme l'air entourant la plante n'avait aucun poids apparent, sa conclusion semblait logique. A cette époque, la théorie admise était celle d'Aristote, qui croyait que toute la matière était composée de quatre éléments : la terre, l'air, le feu et l'eau.

D'autres savants avaient observé l'effet stimulant de diverses substances. Remarquons l'affirmation de Digby en 1660 :

"Avec le salpêtre seul, j'ai réussi à tirer du sol le plus stérile une récolte prodigieusement abondante, dépassant celle des sols les plus riches."

A mesure que la chimie progressait et qu'on découvrait de nouveaux éléments chimiques, les savants commençaient de s'intéresser à la composition chimique des plantes. Au début du XIX^e siècle, on constata que les substances végétales étaient surtout formées de carbone, d'hydrogène et d'oxygène. L'hydrogène et l'oxygène pouvaient venir de l'eau, mais d'où venait le carbone ? Cela conduisit à la théorie de l'humus, d'après laquelle les matières animales et végétales en décomposition dans le sol fournissaient le carbone et constituaient, avec l'eau, le véritable aliment des plantes. Bien qu'on eût rapidement prouvé que les plantes tiraient la plus grande partie de leur carbone du dioxyde de carbone de l'air, la théorie de l'humus persista, sous diverses variantes, pendant de nombreuses années.

A mesure que l'on identifiait un nombre de plus en plus grand d'éléments chimiques, les savants commencèrent à s'intéresser à la détermination de la quantité et de l'importance relative de divers éléments minéraux dans les plantes. On crut d'abord que l'importance d'un élément était proportionnelle à la quantité trouvée dans la plante, mais cette théorie fut bientôt réfutée.

Les bases de l'industrie moderne des engrais remontent à Liebig qui, à partir de 1840, souligna la valeur, pour la nutrition des plantes, des éléments minéraux tirés du sol, et la nécessité de remplacer ces éléments pour maintenir la fertilité des terres. Il reconnut la valeur de l'azote, mais crut que les plantes pouvaient le tirer de l'air. Il eut l'idée d'une industrie des engrais, qui fabriquerait en usine des éléments nutritifs tels que les phosphates, la chaux, la magnésie et la potasse. Il recommanda de traiter les os par de l'acide sulfurique pour rendre le phosphate plus facilement assimilable.

La théorie générale de Liebig exerça peut-être autant d'influence que sa contribution scientifique :

"Une agriculture parfaite est la véritable fondation de tout le commerce et de toute l'industrie, c'est la base des richesses des nations, mais on ne peut arriver à un système rationnel d'agriculture sans appliquer les principes scientifiques, car ce système doit reposer sur une connaissance exacte des modes de nutrition des végétaux, connaissance que nous devons chercher à obtenir par l'intermédiaire de la chimie."

Liebig proposa la "loi du minimum", qui est encore utile, bien qu'elle ne soit pas quantitativement exacte. D'après cette loi, si l'un des éléments nutritifs du sol ou de l'air manque ou n'est pas suffisamment disponible, la croissance sera mauvaise, même si tous les autres éléments sont abondants. Si l'on fournit l'élément manquant, la croissance augmentera proportionnellement à la quantité fournie jusqu'au moment où cet élément ne sera plus le facteur limitant la croissance. Au-delà, il est inutile d'en apporter davantage puisque la croissance est maintenant limitée par la quantité disponible de quelque autre élément.

La loi du minimum a été modifiée à mesure que de nouveaux éléments se révélaient essentiels pour la nutrition des plantes; elle a été étendue à d'autres facteurs tels que l'humidité, la température, la lutte contre les insectes et les mauvaises herbes, la lumière, la densité de population des plantes et les capacités génétiques des diverses variétés. En fait, les progrès modernes de l'agriculture ont surtout consisté à identifier successivement des facteurs limitants et à remédier à leur déficience. Il n'existe pas de point précis auquel un élément cesse d'être un facteur limitant et est remplacé par un autre, mais on rencontre de nombreuses situations où un élément pour lequel il n'y avait auparavant aucune réponse de la récolte devient important après fertilisation par des quantités adéquates d'autres éléments nécessaires. Il est donc probable que l'obtention de rendements optimaux exige un mélange complexe d'éléments nutritifs combinés à plusieurs autres apports.

Bien que les préceptes de Liebig aient été largement acceptés, diverses autres écoles de pensée ont fleuri pendant de longues années. Par exemple, au début du XX^e siècle, un chef de Bureau of Soils du Department of Agriculture des États-Unis prétendait que le sol était une ressource inépuisable qui fournirait perpétuellement tous les minéraux nécessaires si elle était bien gérée. Il croyait que de bonnes méthodes de culture, l'assolement et la prévention de l'érosion résoudraient tous les problèmes de fertilité. Il affirmait que les effets favorables constatés des engrais provenaient de ce qu'ils neutralisaient ou détruisaient des substances toxiques présentes dans le sol, résultat qu'on pourrait mieux obtenir par l'assolement et les méthodes de culture.

Il est exact que la plupart des sols contiennent des quantités d'éléments minéraux très supérieurs aux besoins annuels des récoltes, mais beaucoup d'entre eux ne sont pas facilement disponibles. Si l'on n'emploie pas d'engrais, les récoltes approchent tôt ou tard d'un niveau minimal qui ne suffit pas à rémunérer les efforts du cultivateur ni à satisfaire les besoins alimentaires du monde.

B. Engrais chimiques

1. Engrais phosphatés

Le premier engrais phosphaté, la poudre d'os, a été très utilisé en Europe pendant les premières décennies du XIX^e siècle. Lorsque les os d'animaux vinrent à manquer, on alla chercher des os humains sur les champs de bataille et dans les cimetières. Le traitement des os par l'acide sulfurique commença vers 1830 et devint rapidement d'usage courant. On employait de l'acide dilué et la bouillie obtenue était distribuée dans des tonneaux en bois. On ajoutait parfois des sels de potassium et du sulfate d'ammonium ou du nitrate de sodium, produisant ainsi les premiers engrais composés liquides.

Vers 1840, on constata que le traitement du phosphate naturel par l'acide sulfurique fournissait un engrais phosphaté efficace, qu'on appela superphosphate.

En 1842, l'Anglais Lawes fut le premier à fabriquer commercialement avec succès du superphosphate. D'autres suivirent, et, en 1853, il y avait 14 fabricants au Royaume-Uni et plusieurs dans d'autres pays. En 1870, on signalait que 80 usines fonctionnaient au Royaume-Uni.

Un grand nombre des anciennes usines étaient primitives; on mélangeait à la main le phosphate naturel et l'acide sulfurique dans des chaudrons ou dans des cuves au moyen de palettes ou de houes, mais, dès 1862, Lawes a employé un mélangeur continu d'une capacité de 100 t/j. Certaines usines modernes produisent 1 000 tonnes ou plus par jour, mais on préfère en général des usines plus petites desservant le voisinage, car il est rarement rentable d'expédier très loin un produit de faible dosage.

L'histoire de la production du superphosphate concentré, ou superphosphate triple, est liée à la production d'acide phosphorique. La première fabrication commerciale connue, en Allemagne, date de 1870. Le but était d'utiliser un phosphate naturel à faible teneur contenant beaucoup de fer et d'aluminium. On fabriquait, de façon discontinue, un acide phosphorique très dilué, par extraction et filtration du phosphate naturel, puis l'on concentrait par évaporation. L'acide obtenu servait à acidifier une nouvelle quantité de phosphate. D'autres usines furent rapidement construites en Europe et en Amérique, mais la plupart étaient petites; une grande partie du produit servait à clarifier le sucre et n'était donc pas employée comme engrais.

Le superphosphate triple ne devint un engrais important qu'au cours des années 50. Contrairement au superphosphate ordinaire, le superphos-

phate triple a une teneur en phosphate supérieure à celle du phosphate naturel servant de matière première. Sa fabrication se fait donc au mieux près de la source de phosphate naturel, dans de grandes usines, le produit étant expédié à des installations de mélange locales ou directement aux cultivateurs.

On savait depuis longtemps que le phosphate d'ammonium était un engrais efficace et de petites quantités avaient été produites, de temps à autre, dans plusieurs pays, mais son usage ne s'est répandu que dans les années 60. Les phosphates d'ammonium sont aujourd'hui l'engrais phosphaté le plus utilisé dans le monde.

La mise au point des nitrophosphates a commencé en Europe pendant les années 30, par plusieurs procédés; des perfectionnements ultérieurs ont accru le rendement des méthodes de fabrication et amélioré la qualité des produits. Ils sont devenus plus populaires en Europe et plusieurs usines ont été construites dans d'autres continents. Un grand nombre d'usines sont très importantes, leur capacité atteignant ou dépassant 1 500 t/j.

L'application directe de phosphate naturel brut, finement moulu, a été pratiquée de façon très appréciable aux Etats-Unis, en Russie et en Chine et, dans une certaine mesure, dans d'autres pays. Aux Etats-Unis, cette pratique décline, mais des informations récentes montrent que la valeur du phosphate brut dépend beaucoup des variations de la nature du phosphate ainsi que de la plante et du sol en cause. D'après certains indices, les phosphates naturels réactifs peuvent être une source utile d'au moins une partie du phosphore nécessaire à de nombreuses plantes cultivées sur des sols acides.

Au début, les sources de phosphate naturel étaient de petits gisements en Angleterre, en Irlande, en Espagne, en France, en Allemagne et aux Etats-Unis (Caroline du Sud). La plupart ne sont plus exploités à cause de leur faible teneur ou parce qu'ils sont pratiquement épuisés. Aujourd'hui, le phosphate naturel provient surtout d'autres parties des Etats-Unis, de Russie et du Maroc; de plus faibles quantités viennent du Proche-Orient, d'Egypte, de Tunisie, d'Algérie, d'Afrique du Sud, du Brésil, du Togo, du Sénégal et d'îles du Pacifique. Il y a eu de nombreuses découvertes au cours des quelques dernières années; plusieurs de ces gisements semblent très importants et capables de fournir un phosphate de teneur suffisante. On peut citer, comme ayant des possibilités intéressantes, les gisements d'Australie, du Pérou, d'Arabie, du Venezuela, de Colombie, d'Iran et d'Inde. Les découvertes au cours de ces dernières années ont été si nombreuses qu'on se demande s'il y en aura encore beaucoup.

2. Engrais azotés

Pendant longtemps, on a considéré la fourniture d'azote dans les engrais comme d'importance secondaire, bien que l'on eût reconnu le rôle de l'azote dans la végétation. On estimait que les sources naturelles étaient suffisantes, grâce à l'assolement. L'eau de pluie fournit de l'azote fixe (environ 5 kg/ha) et certaines légumineuses, figurant dans l'assolement, fixent l'azote atmosphérique. L'application de déchets de récoltes et de déchets divers aidait à fournir de l'azote. On complétait ces sources par de petites quantités de guano, de nitrate du Chili (nitrate de sodium) et de divers déchets organiques.

Le charbon contient environ 1% d'azote, dont la moitié environ apparaît sous forme d'ammoniac dans le gaz de fours à coke et de certains gazogènes. A partir du milieu du XIX^e siècle, cette source est devenue de plus en plus importante. La plus grande partie de l'azote se trouvait sous forme de sulfate d'ammonium, le reste sous forme d'ammoniaque diluée.

Comme il était évident, à cause du progrès démographique, que les besoins alimentaires mondiaux ne pourraient être satisfaits qu'en augmentant la fourniture d'azote fixe, la recherche s'est concentrée, dans plusieurs pays, sur la fixation de l'azote atmosphérique. Trois procédés furent appliqués commercialement avec succès. En 1903, le procédé à l'arc fut mis en œuvre en Norvège. L'azote et l'oxygène se combinaient pour donner de l'oxyde nitrique NO à une température très élevée, vers 3 250 C, dans un arc électrique; à des températures plus basses l'oxyde nitrique réagissait avec une nouvelle quantité d'oxygène pour former du dioxyde d'azote NO₂, que l'on hydratait en présence d'un excès d'air pour obtenir l'acide nitrique qui, par réaction avec du calcaire, fournissait le produit final, du nitrate de calcium.

La fabrication de cyanamide calcique a été mise au point vers la même époque. Le carbure de calcium, fourni par la réaction de la chaux sur le coke dans un four électrique, était transformé en cyanamide calcique CaCN₂ par réaction avec de l'azote pur extrait de l'air. On pouvait employer directement le produit comme engrais, ou l'hydrolyser pour obtenir de l'ammoniac.

Ces deux procédés n'étaient rentables que si l'on pouvait disposer d'électricité à bon marché et, même dans ce cas, ils étaient coûteux.

La synthèse directe de l'ammoniac à partir de l'azote et de l'hydrogène a été réalisée pour la première fois avec succès, à l'échelle commerciale, en Allemagne en 1913. Des usines furent construites dans plusieurs autres pays après la

première guerre mondiale. La plupart d'entre elles tiraient leur hydrogène et leur azote de réactions du coke avec la vapeur et avec l'air.

Les premières usines d'ammoniac étaient très petites, 25 à 50 t/j, et les coûts restaient élevés. Une grande partie de l'ammoniac servait à fabriquer des explosifs ou des produits chimiques. L'utilisation comme engrais restait minime, parce que le produit obtenu était très coûteux pour des applications importantes sur les récoltes autres que celles ayant une valeur marchande élevée. En 1950 encore beaucoup d'agronomes préconisaient de compter surtout, pour la fourniture d'azote, sur l'emploi de légumineuses dans les assolements.

Les améliorations successives de la fabrication de l'ammoniac en ont abaissé le coût au point qu'il est rentable de l'utiliser en grandes quantités. Parmi ces améliorations, il faut citer la mise au point de procédés de reformage de gaz naturel de naphta pour fournir l'azote et l'hydrogène nécessaires ainsi que la fabrication à plus grande échelle.

Le recours aux compresseurs centrifuges, qui a commencé dans les années 60, a permis la réalisation d'usines à ligne unique d'une capacité de 1 000 ou même de 1 500 t/j, qui fournissent l'ammoniac bien moins cher que les usines plus anciennes et plus petites utilisant des compresseurs alternatifs.

Au début, les produits finaux, sulfate d'ammonium, nitrate de calcium, nitrate de sodium et cyanamide calcique, avaient tous un faible dosage (15 à 21 % N). Le nitrate d'ammonium (34 % N) a commencé à être un engrais important pendant les années 40 et est devenu la forme principale pendant les années 60. Plus récemment, la fabrication d'urée (46 % N) a augmenté rapidement; c'est aujourd'hui, pour l'ensemble du monde, la forme principale. L'application directe de l'ammoniac (82 % N) au sol, soit sous forme anhydre (nitrojection), soit sous forme d'ammoniaque, se développe rapidement dans certains pays.

3. Engrais potassiques

Autrefois, les sources de potasse étaient la cendre de bois, les déchets de sucrerie et le salpêtre. Les mines allemandes, dont l'exploitation a commencé en 1860, ont dominé le marché mondial pendant 75 ans. Les premiers produits étaient des minerais à faible teneur, non raffinés, comme le sel brut de Stassfurt (20 à 25 % K_2O) et la kainite (19 % K_2O). Le perfectionnement des méthodes de raffinage a élevé peu à peu le dosage des produits du commerce. Le chlorure de potassium (60 à 62 % K_2O) est aujourd'hui le produit principal; ensuite viennent le sulfate et le nitrate, plus coûteux, qui ne sont donc utilisés que pour

des plantes ou des sols auxquels le chlorure ne convient pas. On a découvert d'importants gisements de potasse dans d'autres pays que l'Allemagne et la production a commencé en France (1910), en Espagne (1925), en Russie (1930), aux Etats-Unis (1931) et au Canada (1960). D'importants gisements existent ailleurs et pourraient être exploités dans l'avenir.

4. Autres éléments nutritifs

Autrefois, l'un des engrais importants était le gypse, qui fournissait du soufre et du calcium. On dit que sa découverte a été due à un plâtrier allemand, qui avait observé que le gazon le long du chemin était vert et luxuriant là où de petites quantités de plâtre étaient tombées de sa brouette. Quoi qu'il en soit, le gypse employé comme engrais prit le nom de "plâtre agricole".

Plus tard, le superphosphate et le sulfate d'ammonium fournirent des quantités adéquates de soufre, bien qu'employés principalement pour apporter du phosphore et de l'azote. De même, les scories de déphosphoration, très utilisées en Europe à cause de leur teneur en phosphore, contiennent aussi du calcium et divers oligo-éléments. Dans la plupart des pays industriels, des millions de tonnes de soufre se dégagent lorsqu'on brûle les combustibles, passent dans l'atmosphère et retombent ensuite avec la pluie. Dans la plupart de ces régions, on n'a pas constaté qu'il soit nécessaire d'ajouter délibérément du soufre aux engrais, mais il y a d'importantes exceptions. A mesure que la désulfuration des gaz de cheminée se répand pour éviter de polluer l'atmosphère, nous serons peut-être obligés d'ajouter plus de soufre aux engrais. Dans beaucoup de régions moins industrialisées, le besoin de soufre est déjà bien connu.

On emploie beaucoup le calcaire et la dolomie pour fournir du calcium et du magnésium quand c'est nécessaire. Les autres composés du magnésium utilisés sont le silicate, la brucite calcinée (MgO) le sulfate de magnésium et la langbeinite $K_2SO_4 \cdot 2MgSO_4$.

L'importance de la plupart des oligo-éléments dans l'agriculture n'a été reconnue qu'au XX^e siècle. Le fer fait exception: le Français Gris a découvert, en 1844, que l'on peut empêcher la chlorose de certaines plantes par des pulvérisations de sels de fer. Liebig avait remarqué la présence de manganèse dans les cendres de plantes, mais il doutait que ce fût un élément nutritif et ce n'est qu'en 1905 que l'on a reconnu que ce métal était nécessaire à la croissance; ensuite vinrent le cuivre et le bore dans les années 20, le zinc vers 1930, le molybdène en 1939 et le chlore en 1954. D'autres éléments qui ne sont pas indispensables,

tels que le silicium, le sodium et le cobalt, peuvent dans certains cas être importants du point de vue économique parce qu'ils améliorent les récoltes en quantité ou en qualité.

5. Engrais composés

La plupart des anciens expérimentateurs, tels que Murray et Liebig, travaillaient avec des mélanges contenant plusieurs éléments nutritifs, mais, quand l'industrie des engrais s'est développée en Europe, la pratique courante était la fabrication séparée d'engrais simples, chacun d'eux ne contenant qu'un seul élément primaire.

En revanche, aux Etats-Unis, l'industrie des engrais se développa d'abord surtout du côté des engrais composés. A partir de ces deux extrêmes, les pratiques adoptées dans les deux régions sont en voie de rapprochement. On tend à fournir 80 à 90 % du phosphate et de la potasse et une plus faible proportion de l'azote par un engrais composé pouvant aussi contenir des éléments secondaires ou des oligo-éléments. Une grande partie de l'azote est fournie sous forme d'engrais simple. Au Japon, comme en Europe, on tend à accroître la proportion d'engrais composés.

La raison du succès des engrais composés est que les cultivateurs n'ont plus le temps ni le désir d'appliquer séparément plusieurs engrais et qu'ils ne disposent pas du matériel nécessaire pour les mélanger. D'autre part, les formules deviennent de plus en plus complexes à mesure qu'on cherche à accroître les rendements et la productivité. Cependant, l'azote est souvent appliqué séparément, parce que la date de l'épandage est importante et que, pour obtenir les meilleurs résultats, il faut plusieurs applications supplémentaires d'azote pendant la croissance. De plus, certains engrais azotés simples, tels que l'ammoniac anhydre, sont bien meilleur marché que la même quantité d'azote dans des engrais composés.

On a commencé à fabriquer des engrais composés par simple mélange de produits à faible dosage : guano, superphosphate, sulfate d'ammonium, chlorure de potassium et déchets organiques. On ajoutait souvent du calcaire comme charge et pour neutraliser l'acidité du superphosphate. Le traitement du superphosphate par l'ammoniac s'est répandu pendant les années 30; on apportait de l'azote de façon économique et l'on améliorait les propriétés physiques du superphosphate. Au début, on travaillait en discontinu avec de faibles proportions d'ammoniac. Peu à peu, on a éliminé les divers déchets organiques, souvent parce qu'on en trouvait un meilleur usage. Par exemple, la farine de graines de coton a aujourd'hui plus de valeur comme aliment pour le bétail. Les dosages des produits augmentaient à mesure qu'on éliminait les charges.

Ces dosages supérieurs ont aggravé les problèmes de prise en masse. L'emploi croissant de l'application mécanique exigeait une fluidité fiable de l'engrais: la granulation s'est donc répandue à partir des années 50.

Les dosages des engrais composés ont encore augmenté à mesure que le superphosphate triple remplaçait le superphosphate ordinaire et que le nitrate d'ammonium et/ou l'urée remplaçaient le sulfate d'ammonium ou le nitrate de sodium. Plus tard, on a atteint des dosages encore plus élevés par de fortes proportions d'acide phosphorique et d'ammoniac dans les mélanges. La préparation d'engrais composés n'était plus un simple travail mécanique, mais une opération complexe de chimie industrielle. Pour cette raison, elle n'était rentable qu'à grande échelle. Les petits mélangeurs locaux sont devenus de grandes entreprises à l'échelle régionale, ou des mélangeurs de vrac ou des revendeurs, ou ont disparu.

Les mélanges en vrac sont devenus populaires dans certains pays parce qu'un opérateur local pouvait fournir à bon marché, au moyen d'appareils simples, tout mélange nécessaire à un cultivateur. Les engrais granulés, tels que le phosphate diammonique, le chlorure de potassium, le nitrate d'ammonium et l'urée, étaient produits par de grandes sociétés disposant des installations et des compétences voulues pour la fabrication et la granulation et achetant les matières premières bon marché. Leurs produits étaient envoyés en vrac à des mélangeurs offrant aux cultivateurs des mélanges à la carte, l'application à la demande et de nombreux autres services. Le succès de ce système dépend beaucoup de moyens de transports fiables et bon marché. Les wagons-trémies couverts protègent l'engrais des intempéries, réduisent les pertes et facilitent le déchargement. Le transport par péniches ou par caboteurs convient aussi entre les points situés sur une nappe d'eau.

6. Une agriculture plus intensive

Les changements n'ont pas été moins spectaculaires en agriculture qu'en technologie des engrais et ils ont joué un grand rôle dans l'accroissement de la demande de ceux-ci.

Quand la population mondiale était relativement faible et que la terre et le travail étaient abondants, il n'était guère nécessaire d'augmenter les rendements par hectare. Par exemple, au début du XX^e siècle, environ la moitié des fermes des 13 colonies qui ont fondé les Etats-Unis avaient été abandonnées. Les cultivateurs et les émigrants s'étaient déplacés vers des terres vierges plus riches, dans les vallées de l'Ohio et du Mississippi. Les engrais chimiques étaient si coûteux que l'on ne s'en servait que pour des récoltes de grande valeur comme le coton et le tabac. Les processus

naturels rendent parfois aux terres abandonnées une partie de leur fertilité initiale: les racines des arbres s'enfoncent profondément dans le sol à la recherche d'éléments minéraux que les feuilles mortes déposent sur la surface du sol. L'action des intempéries sur les roches dégage leurs éléments minéraux sous une forme plus disponible. Les processus naturels de fixation — météorologique et microbiologique — élèvent la teneur en azote du sol en jachère. Dans d'autres cas, une forte érosion peut causer plus de dommages que la nature ne peut en réparer.

Les sols plus riches de la vallée du Mississippi ont été cultivés pendant 75 à 100 ans sans engrais. Les fermes de cette époque, et même celles d'il y a 50 ans, étaient dans une large mesure auto-suffisantes. Les animaux de trait fournissaient l'énergie nécessaire pour les machines agricoles et les transports. Les animaux donnaient la viande, les œufs, le lait et le beurre. Les céréales, les légumes et les fruits récoltés à la ferme assuraient la nourriture de la famille. Une grande partie des éléments nutritifs contenus dans les récoltes était renvoyée au sol sous forme de résidus et de fumier. On faisait une place dans l'assolement à des légumineuses comme le trèfle et la luzerne que l'on enfouissait pour fournir de l'azote aux céréales.

Cyril Hopkins, dans son livre *The Farm that Won't Wear Out* (1913), qui eut beaucoup de succès, recommandait de conserver les éléments nutritifs du sol en lui restituant les résidus des récoltes, les déchets d'origine animale et de l'engrais vert. Comme il y avait souvent une déficience en phosphore, et quelquefois en chaux, il recommandait l'application de phosphate naturel moulu à intervalle de 5 à 10 ans et, le cas échéant, de calcaire. L'azote était fourni par l'introduction de légumineuses dans les assolements. La quantité de potasse existant dans le sol était considérée comme suffisante pour l'avenir prévisible. Il déconseillait les engrais chimiques à cause de leur coût élevé et de leur effet transitoire. A cette époque, le coût franco du superphosphate, par exemple, était quadruple de celui du phosphate naturel moulu.

Hopkins donnait des exemples de la façon dont sa méthode permettait d'accroître le rendement de l'agriculture. Elle était en effet rentable dans les conditions d'il y a 65 ans et permettait des rendements très supérieurs à la moyenne nationale, mais encore faibles par rapport à ceux d'aujourd'hui.

De nombreux pays ont traversé cette période où les faibles rendements, l'utilisation et la conservation de la fertilité naturelle du sol et la mise en culture de terres vierges étaient des méthodes adéquates et économiques de satisfaire les besoins alimentaires. Aujourd'hui, à cause de

l'augmentation rapide de la population, ce n'est possible que dans peu de pays. Dans un grand nombre de pays en développement, il faut accroître beaucoup les rendements par hectare, comme cela a été le cas dans les pays développés et dans certains pays en développement. Un recours accru aux engrais est indispensable pour l'agriculture intensive. Aujourd'hui, une plus forte proportion des produits des fermes les quitte pour alimenter les travailleurs des villes. On emploie moins les animaux de trait, ce qui rend plus d'aliments disponibles pour les hommes, mais réduit la quantité d'engrais. Il en résulte qu'un plus faible pourcentage de la teneur des récoltes en éléments nutritifs est renvoyé au sol. D'autre part, quand les rendements sont plus élevés, les résidus des récoltes sont plus abondants et leur restitution au sol acquiert plus d'importance.

Un élément essentiel de l'intensification de l'agriculture est l'obtention de variétés de céréales à haut rendement. Les variétés de maïs hybride, qui datent des années 30, ont joué un rôle capital dans l'accroissement des rendements et de l'emploi des engrais. De plus, les variétés présentant des caractéristiques adaptées à certaines conditions climatiques, telles que la résistance à la sécheresse ou la maturité précoce, ont permis d'étendre la zone où la culture de maïs était possible. Des variétés améliorées de blé et de riz ont suivi et l'on continue leur amélioration, ainsi que celle d'autres plantes. Ces variétés améliorées répondent bien davantage aux engrais et l'emploi accru de ceux-ci leur est dû en grande partie.

7. Examen statistique du développement de la production et de la consommation des engrais : 1950-1976

Les tableaux 1 et 2 indiquent respectivement la production et la consommation annuelles d'engrais pour les années 1950 à 1976. La production et la consommation sont indiquées par élément nutritif (N, P₂O₅ et K₂O) et par catégorie économique de pays (développés et en développement). Le tableau 3 donne les totaux pour l'ensemble du monde, y compris les estimations préliminaires pour 1978.

La production mondiale est passée, en 28 ans, d'environ 24 à 105 millions de tonnes, comme le montre la figure 1. L'augmentation annuelle moyenne, de 1950 à 1975 inclus, a été de 7,8%. Pour les dix dernières augmentations annuelles (1966-1975), la moyenne est aussi de 7,8%. Le taux d'accroissement ne montre donc aucune tendance nette. Cependant, 7,8% de 14 millions

¹ Dans tout ce manuel, les années figurant dans les données statistiques sont des périodes de douze mois finissant le 30 juin de l'année indiquée; par exemple, 1975 signifie la période 1^{er} juillet 1974-30 juin 1975.

de tonnes font 1,1 million de tonnes, tandis que 7,8 % de 92 millions font 7,2 millions. Donc, en valeur absolue, l'accroissement annuel tend à augmenter de plus en plus.

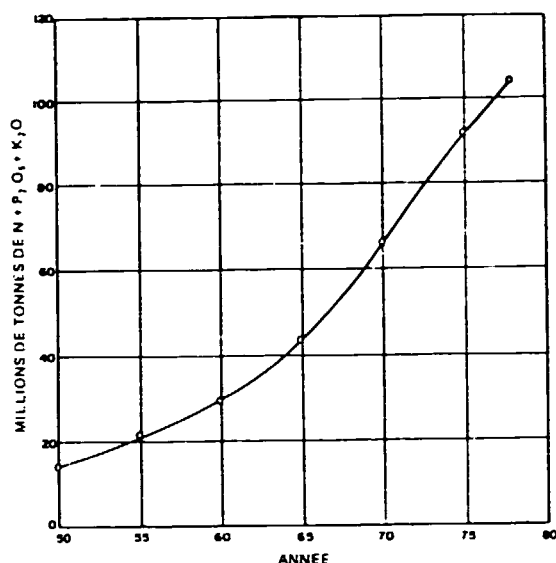


Figure 1. Production mondiale d'engrais, 1950-78

Pour les engrais azotés, l'augmentation a été plus rapide que pour les engrais phosphatés ou potassiques, comme on le voit dans la figure 2 et dans le tableau 4. Pendant la période de 26 ans, 1950-1975, la production d'engrais azotés a plus que décuplé, tandis que celles d'engrais phosphatés et potassiques ont été multipliées respectivement par 4,4 et 5,6.

L'accroissement en pourcentage est plus fort dans les pays en développement que dans les pays développés. Pendant une période récente, 1971-1975, le pourcentage a été de 64 pour les premiers, contre 24 pour les seconds, mais, en valeur absolue c'est l'inverse, l'augmentation est à peu près triple dans les pays développés, environ 15 millions de tonnes contre 5.

Les tendances de la consommation mondiale ont été en général les mêmes que celles de la production, mais, en 1975, la consommation a diminué pour la première fois, ce qu'on attribue en général aux cours extrêmement élevés du marché mondial. Aujourd'hui que les prix sont revenus à un niveau plus raisonnable, la consommation augmente à nouveau, comme le montre le tableau 3.

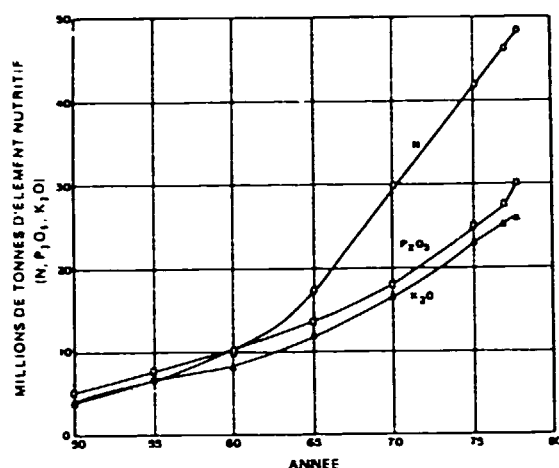
TABEAU 1. PRODUCTION MONDIALE D'ENGRAIS — DONNÉES HISTORIQUES, 1950-1976, EN MILLIONS DE TONNES

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

Source: ONU/DE, "Draft World-Wide Study of the Fertilizer Industry, 1975-2000", décembre 1976. Les données pour 1976 ont été fournies par la FAO, *Annual Fertilizer Review*, 1977.

¹ La classification des pays est celle des Nations Unies, excepté pour l'Afrique du Sud et Israël, qui figurent parmi les pays en développement.

Figure 2. Production mondiale d'engrais par élément nutritif, 1950-78



Chaque année la production a dépassé la consommation, la différence variant de 1 à 10 % pendant la période décennale 1965-1974, elle a été en moyenne de 5,3 %, contre 3,8 % pour les 15 années précédentes; la différence en pourcentage

augmente donc. Ce point, d'une certaine importance, est parfois négligé: l'on suppose que la production et la consommation sont équilibrées quand elles sont égales, alors que la production, même pendant les périodes de pénurie grave, a nettement dépassé la consommation. Donc, lorsqu'on planifie la production ou l'offre de façon à satisfaire la consommation prévue, il faut tenir compte d'une perte apparente d'au moins 5 %; le chiffre peut varier d'un pays à l'autre suivant le système de distribution et suivant le mode d'établissement des statistiques.

Les raisons de cette perte apparente sont nombreuses et il vaut la peine d'y réfléchir puisqu'il s'agit d'environ 5 millions de tonnes d'éléments nutritifs, soit plus de 10 millions de tonnes d'engrais. On dit souvent que cette perte peut s'expliquer par l'augmentation des stocks dans les entrepôts et chez les distributeurs. Ce facteur peut jouer un rôle, mais la différence cumulée entre consommation et production pour les 26 dernières années est de 58 millions de tonnes d'éléments nutritifs, soit de l'ordre de 150 millions de tonnes d'engrais. Il semble donc douteux que le gonflement des stocks puisse expliquer une partie importante de la différence.

TABLEAU 2. CONSOMMATION MONDIALE D'ENGRAIS — DONNEES HISTORIQUES, 1950-1976, EN MILLIONS DE TONNES

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

Source: ONU/DE, "Draft World-Wide Study of the Fertilizer Industry, 1975-2000", décembre 1976. Les données pour 1976 ont été fournies par la FAO, *Annual Fertilizer Review, 1977*.

^dLa classification des pays est celle des Nations Unies, excepté pour l'Afrique du Sud et Israël, qui figurent parmi les pays en développement.

TABLEAU 3. PRODUCTION ET CONSOMMATION MONDIALES D'ENGRAIS
(Millions de tonnes de N + P₂O₅ + K₂O)

Année	Production	Accroissement annuel, en %	Consommation	Différence	Différence, en % de la production
1950	14,13		13,61	0,52	3,7
1951	15,89	12,5	15,12	0,77	4,8
1952	16,83	5,9	15,90	0,93	5,5
1953	17,98	6,8	17,43	0,55	3,1
1954	19,51	8,5	18,95	0,56	2,9
1955	21,55	10,5	20,68	0,87	4,0
1956	22,97	6,6	21,97	1,00	4,4
1957	24,44	6,4	23,22	1,22	5,0
1958	25,56	4,6	24,36	1,20	4,7
1959	27,50	7,6	26,44	1,06	3,8
1960	29,07	5,7	27,81	1,26	4,3
1961	30,57	5,2	29,54	1,03	3,4
1962	32,24	5,5	30,92	1,32	4,1
1963	34,84	8,1	33,91	0,93	2,7
1964	39,02	12,0	38,58	0,44	1,1
1965	43,37	11,2	41,25	2,12	4,9
1966	49,23	13,5	45,94	3,29	6,7
1967	53,55	8,8	50,94	2,61	4,9
1968	58,15	8,6	54,87	3,28	5,6
1969	62,48	7,4	59,30	3,18	5,1
1970	66,18	5,9	62,90	3,28	5,0
1971	71,58	8,2	68,30	3,28	4,6
1972	76,75	7,2	72,00	4,75	6,2
1973	81,70	6,4	77,20	4,50	5,5
1974	87,90	7,6	83,60	4,30	4,9
1975	91,70	4,4	81,60	9,90	10,8
1976	93,88	2,4	89,70	4,18	4,5
1977	99,25	5,7	95,95	3,30	3,3
1978 ^a	105,39	6,1	99,39	6,00	5,7
Moyenne		7,3			4,8

^aChiffres préliminaires.

TABLEAU 4. PRODUCTION MONDIALE D'ENGRAIS, PAR ÉLÉMENT NUTRITIF

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

Source : ONU/DI, "Draft World-Wide Study of the Fertilizer Industry: 1975-2000", décembre 1976

^dLa classification des pays est celle des Nations Unies, excepté pour l'Afrique du Sud et Israël, qui figurent parmi les pays en développement

L'explication la plus probable est l'une ou l'autre combinaison d'écarts dus au mode d'établissement des statistiques, de pertes réelles et d'emplois d'engrais à d'autres usages. Les méthodes d'établissement des statistiques varient d'un pays à l'autre et peuvent donc être sources de divers écarts. Deux sources vraisemblables sont la surestimation du dosage et celle du poids. Les chiffres sur la production se fondent souvent sur l'analyse et le poids exacts, tandis que, pour la consommation, ils se fondent souvent sur les minima garantis. Jusqu'en 1966, le Department of Agriculture des Etats-Unis indiquait la consommation nationale d'après l'analyse d'échantillons représentatifs des divers engrais consommés; après cette date, d'après les dosages garantis. On a procédé à une comparaison pour l'année 1965, qui a montré que la consommation d'après le dosage garanti était inférieure d'environ 1% à la consommation d'après le dosage réel. De même, quand les engrais sont vendus en sacs, le fabricant cherche souvent à éviter les pénalités pour insuffisance de poids en remplissant les sacs un peu plus qu'il n'est strictement nécessaire, pour tenir compte de l'inexactitude des pesées. Dans certaines études sur l'exactitude des ensacheuses,

un excès de poids d'environ 1% semblait habituel.

Les pertes au cours du stockage et de la distribution peuvent comprendre les fuites, les vols et les pertes dues à des naufrages, des incendies et des inondations. Les engrais peuvent être rendus inutilisables par suite de l'exposition aux intempéries ou à l'humidité ou à cause d'une contamination pendant le stockage ou l'expédition.

Enfin, de nombreux engrais ont d'autres emplois tels qu'aliments supplémentaires pour les animaux, lutte contre l'incendie, dégivrage et diverses utilisations chimiques. La plupart des pays indiquent ces emplois séparément, mais il est fort probable que certains produits fabriqués en vue d'une utilisation comme engrais ont en fait servi à autre chose.

Dans l'ensemble des pays en développement, la production n'a pas suivi la consommation: en 1976, elle était de 14,7 millions de tonnes de NPK pour une consommation de 21,1 millions. Compte tenu d'une perte apparente de 5%, l'équilibre exigerait une production de 22,2 millions de tonnes et le déficit net a donc été de 7,5 millions de tonnes; il a été comblé par les importations nettes en provenance de pays développés.

II. Avenir de l'industrie des engrais (1978-2000)

A. Introduction

Ce chapitre se fonde dans une large mesure sur le projet de rapport de l'ONUDI, "World-Wide Study of the Fertilizer Industry: 1975-2000" (décembre 1976), qui a été révisé et publié en septembre 1978 sous la cote UNIDO/ICIS/81. Sauf indication contraire, l'exposé qui suit se fonde sur la première version, mais les conclusions principales sont peu différentes.

On prévoit que la production et la consommation mondiales d'engrais continueront à augmenter, mais moins vite. Le tableau 1 et la figure 1 sont des projections de la consommation mondiale d'engrais d'après l'étude de l'ONUDI, qui seront discutées plus en détail dans le chapitre XXVI. Le tableau 2 donne les projections de la version révisée, peu différentes.

Jusqu'en 1972, le prix des engrais a diminué régulièrement grâce aux progrès de la technologie, à l'augmentation de la taille des usines et aux améliorations de la distribution, qui ont plus que compensé la hausse constante des coûts de la main-d'œuvre et de la construction. A partir de 1973, une très forte hausse des coûts de la construction et des matières premières a renversé la tendance.

On ne prévoit pas de nouveaux progrès techniques assez importants pour compenser la forte hausse des coûts de certaines matières premières et de la construction des usines. Accroître encore la taille des usines ne permettrait qu'une faible baisse des coûts de construction, qui pourrait être compensée par des coûts de distribution plus élevés. Il semble donc inévitable que le prix des engrais augmente dans l'avenir, à moins

TABLEAU 1. PROJECTIONS DE LA DEMANDE D'ENGRAIS, D'APRES LES CHIFFRES DE 1964-1965 A 1974-1975 ET LES ESTIMATIONS DU GROUPE DE TRAVAIL COMMUN POUR 1979-1980 (LES PAYS SONT CLASSES D'APRES LA CLASSIFICATION NORMALISEE DES NATIONS UNIES)^a

(En millions de tonnes)

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

^a Les pays développés comprennent l'Amérique du Nord, l'Europe occidentale, l'Europe de l'Est, l'URSS, le Japon, Israël, l'Afrique du Sud, l'Australie et la Nouvelle-Zélande. Les pays en développement comprennent l'Amérique latine, l'Asie (sauf le Japon et Israël), l'Afrique (sauf l'Afrique du Sud) et l'Océanie (sauf l'Australie et la Nouvelle-Zélande).

TABLEAU 2. PROJECTIONS REVISEES DE LA DEMANDE D'ENGRAIS

(En millions de tonnes)

	1980	1985	1988	2001
<i>Demande d'Azote</i>				
Pays développés	34,4	41,7	51,3	82,0
Pays en développement	17,0	22,8	32,7	63,5
Total mondial	51,4	64,5	84,0	145,5
<i>Demande de P₂O₅</i>				
Pays développés	22,1	27,2	30,7	48,3
Pays en développement	7,4	10,3	14,5	27,9
Total mondial	29,5	37,5	45,2	76,2
<i>Demande de K₂O</i>				
Pays développés	21,9	26,3	33,3	54,6
Pays en développement	3,4	4,6	6,6	12,3
Total mondial	25,3	30,9	39,9	66,9
<i>Demande de NPK</i>				
Pays développés	78,4	95,2	115,3	148,9
Pays en développement	27,8	37,7	53,8	103,7
Total mondial	106,2	132,9	169,1	288,6

Source : ONUDI, "Second World-Wide Study of the Fertilizer Industry: 1975-2000", 1978.

qu'il n'y ait d'importants progrès techniques imprévus, ce qui est toujours possible.

La hausse future des coûts pourrait être ralentie par des améliorations techniques et par un meilleur fonctionnement des usines de production. Il y a peut-être plus d'espoir de progrès du côté d'une distribution matérielle plus efficace, d'une meilleure utilisation des éléments nutritifs appliqués et de taux d'utilisation plus élevés de la capacité des usines existantes.

B. Utilisation des engrais

On estime la demande mondiale pour l'an 2000 à 264 millions de tonnes d'azote (N), de phosphates (P₂O₅) et de potasse (K₂O) contre 83,6 millions de tonnes en 1974, soit une augmentation de 320 % (figure 1). Si l'on admet que le dosage moyen est de 42 % (N + P₂O₅ + K₂O), le poids total des engrais utilisés chaque année serait, en l'an 2000, de 629 millions de tonnes.

On prévoit que l'utilisation d'engrais (N + P₂O₅ + K₂O) dans les pays en développement passera de 19,3 millions de tonnes en 1974 à 92 millions de tonnes en l'an 2000, soit une augmentation de 380 %. Ces estimations se fondent sur la demande probable, non sur les besoins alimentaires. Il est vraisemblable qu'une estimation fondée sur les quantités d'aliments

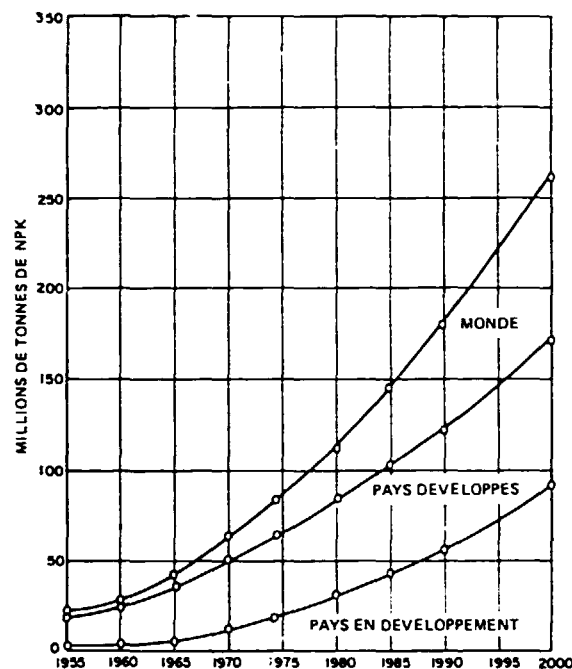


Figure 1. Utilisation mondiale d'engrais : projections pour 1980-2000 par R. Ewell

nécessaires pour une nutrition adéquate de la population de plus en plus nombreuse serait supérieure pour la plupart des pays en développement et inférieure pour de nombreux pays développés. Naturellement, toute prévision à long terme est entachée de nombreuses incertitudes et on ne peut considérer les présentes prévisions comme très exactes, mais elles fournissent tout au moins l'ordre de grandeur de l'expansion nécessaire de l'industrie des engrais, en particulier dans les pays en développement.

On prévoit que l'ensemble des pays en développement conservera un rapport N : P₂O₅ : K₂O d'à peu près 4 : 2 : 1 pendant toute la période 1974-2000, tandis que, dans les pays développés, on s'attend à un progrès relatif des engrais azotés, le rapport passant de 1,4 : 1,0 : 1,0 en 1974 à 2,2 : 1,0 : 1,1 en l'an 2000. On voit donc que, dans les deux groupes, la plus grande partie de l'accroissement portera sur les engrais azotés. Ces rapports concernent l'ensemble du monde et il ne faudrait pas en déduire qu'ils constituent un rapport optimal pour tel ou tel pays; dans chaque pays, les rapports varient beaucoup, ce qui est normal, suivant les besoins des plantes cultivées et suivant les niveaux de gestion.

Le tableau ci-dessous donne les utilisations actuelles et prévues, par habitant et par hectare, dans les pays développés et dans les pays en développement.

Année	kg habitant ²		kg hectare	
	Pays développés	Pays en développement	Pays développés	Pays en développement
1974	58	6,7	109	22
1980	73	9,4	149	32
1990	100	14,1	225	55
2000	130	18,7	322	83

²D'après les prévisions de la croissance démographique (voir chapitre XXII).

On remarquera que dans les pays en développement le taux d'accroissement par habitant est nettement inférieur au taux d'accroissement en tonnes et restera très inférieur à celui prévu pour les pays développés, ce qui est dû en partie à la croissance démographique relativement rapide des premiers.

Dans les pays en développement, le taux par hectare sera très inférieur à celui correspondant au rendement maximal, pour la plupart des plantes, tandis que dans les pays développés il approchera, en l'an 2000, une limite supérieure d'efficacité économique, à moins que de nouveaux progrès concernant les variétés à haut rendement ainsi que les méthodes de culture et d'application n'accroissent les rendements possibles.

C. Production d'engrais

Dans l'ensemble des pays en développement, la production d'engrais n'a pas suivi le rythme de leur utilisation; en 1976, elle n'a atteint que 70 % de la consommation. Ces pays sont donc importateurs et, en 1976, le déficit s'est élevé à 7,5 millions de tonnes d'éléments nutritifs, si l'on admet le chiffre de 1,05 pour le rapport offre/consommation. Cet état de choses, s'ajoutant à la croissance rapide des besoins et à la présence des matières premières nécessaires, fournit aux pays en développement l'occasion de créer des usines de fabrication d'engrais, qui aideront à améliorer leur situation économique. L'étude de l'ONUDI suggère que les pays en développement devraient construire un nombre d'usines suffisant pour qu'ils soient au moins autosuffisants, en tant que groupe, pour les engrais azotés et phosphatés. Cela impliquerait que, en l'an 2000, environ 40 % des usines d'engrais azotés et phosphatés du monde seraient implantés dans ces pays. Il est à remarquer que "autosuffisant" signifie l'équilibre entre les exportations et les importations, non l'absence d'échanges entre pays développés et pays en développement. Cela n'implique pas non plus que chaque pays devrait être autosuffisant, mais seulement que le groupe des pays en développement devrait chercher à l'être.

L'étude de l'ONUDI n'a pas porté sur la production de potasse, pour deux raisons. D'une

part, à proprement parler, la production de potasse n'est pas une industrie manufacturière, c'est une industrie extractive, avec enrichissement. D'autre part, très peu de pays en développement possèdent des réserves de potasse connues d'une importance et d'une qualité suffisantes pour une production commerciale, tandis que les matières premières nécessaires pour fabriquer des engrais azotés et phosphatés y sont abondantes et assez dispersées, quoique irrégulièrement.

Nous donnons ci-dessous les estimations des investissements nécessaires pour construire, entre 1980 et l'an 2000, le nombre voulu de fabriques d'engrais azotés et phosphatés.

Milliards de dollars des Etats-Unis		
Pays en développement	Pays développés	Total
48	51	99

Ces estimations sont en dollars de 1975, compte non tenu de l'inflation, ni des investissements nécessaires pour l'extraction et le raffinage des matières premières, le transport et la distribution des produits et les améliorations nécessaires de l'infrastructure. Il est impossible de les estimer exactement, mais ils pourraient fort bien porter le total mondial à plus de 300 milliards de dollars.

On a supposé que tous les engrais azotés seraient tirés de l'ammoniac, avec un faible pourcentage de sous-produits (surtout du sulfate d'ammonium) provenant d'autres industries et que toutes les nouvelles usines d'ammoniac auraient une capacité nominale de 1 000 t/j. Des usines plus grandes ou plus petites peuvent être économiquement préférables dans certaines situations, mais l'influence qui en résulterait sur le coût total serait assez faible.

On prévoit que le gaz naturel sera la matière première utilisée par la majorité des nouvelles usines d'ammoniac, sa part passant de 72 % en 1980-1985 à 64 % en 1990-2000. Le naphta ne sera utilisé que dans 5 % environ des nouvelles usines, le fuel lourd dans environ 15 %, et le charbon dans 9 % (1980-1985) à 17 % (1990-2000). Le coût en capital dépend de la matière première: les usines employant le charbon coûtent presque le double de celles utilisant le gaz naturel.

On s'attend que la quantité d'ammoniac anhydre utilisé constitue environ 10 % du total des engrais azotés; le sulfate d'ammonium et l'azote contenu dans le phosphate d'ammonium fourniront également 10 %, le reste étant supposé être de l'urée ou de nitrate d'ammonium, à l'état d'engrais simples ou composés. Les calculs des coûts sont fondés sur l'urée, mais, du point de vue de l'étude, les coûts afférents au nitrate d'ammonium ne seront pas significativement différents.

La production d'engrais azotés exige d'importants capitaux: 60 à 90 % du coût du produit sont constitués de coûts liés au capital

(amortissement, intérêt, bénéfices, entretien, etc.) suivant la nature et le coût de la matière première, la capacité de l'usine et le pourcentage d'utilisation de celle-ci. Le fonctionnement à un faible pourcentage de la capacité nominale accroît considérablement les coûts. A ce sujet, l'étude suppose que toutes les usines achevées après 1980 atteindront, dans un délai de trois à quatre ans de leur mise en service, une moyenne de 90 %. En 1974, dans les pays en développement, la capacité installée fonctionnait à environ 60 % de sa valeur nominale, mais certaines améliorations ont été réalisées depuis.

On a supposé que toutes les nouvelles usines de phosphate auraient une capacité d'au moins 600 t/j d'anhydride phosphorique. Des unités plus grandes ou plus petites peuvent être, dans de nombreux cas, plus rentables. On a admis que la production des usines construites après 1980 serait constituée de 50 % de DAP, 30 % de MAP et 20 % de TSP. D'autres produits, tels que les nitrophosphates, peuvent être préférables dans des cas particuliers, mais on n'a pas jugé que leur effet sur la production mondiale serait appréciable, du point de vue de l'étude. On reconnaît qu'il y aura encore place pour du SSP et d'autres produits à faible dosage qui ont des avantages d'ordre agronomique sur le plan local ou sont mieux adaptés à l'utilisation des ressources disponibles sur place. Certains de ces procédés exigent moins d'investissements pour l'usine elle-même, mais le transport d'engrais à faible dosage coûte plus cher par unité d'élément fertilisant, à moins que le sol n'ait besoin de soufre. On n'a pas tenu compte de l'application directe du phosphate naturel moulu, puisqu'il ne s'agit pas d'un produit manufacturé, mais si son usage se répandait, cela réduirait les besoins en engrais chimiques phosphatés¹.

On prévoit que, dans la plupart des pays, l'emploi des engrais composés se développera; on suppose que, en l'an 2000, ils fourniront 65 % de l'anhydride phosphorique dans les pays en développement et 86 % dans les pays développés. On n'a pas tenu compte du coût d'obtention des engrais composés, sauf dans la mesure où ils constituent une faible addition au coût de la granulation du DAP ou, comme c'est le cas pour les nitrophosphates, lorsque le coût de cette fabrication remplace celui de la granulation (ou du prillage) séparée des engrais azotés et phosphatés. La préparation, à l'échelon local, d'engrais composés par mélange ou granulation a été considérée comme faisant partie du système de distribution et de commercialisation.

¹ En 1974-1975, l'utilisation de phosphate naturel moulu correspondait, d'après la FAO, à 1 204 289 tonnes de P₂O₅, soit 5,3 % de la consommation mondiale, mais plusieurs pays, dont la Chine, n'indiquent pas des chiffres distincts pour ce produit. On évalue sa part dans la consommation mondiale entre 7 et 8 %.

1. Valeur de la production

On prévoit qu'en l'an 2000 la valeur de la production annuelle mondiale d'engrais sera, très approximativement, de 60 milliards de dollars, aux cours actuels du marché international (juillet 1976). Comme ces cours sont assez faibles à cause de la surproduction, il est probable que la valeur réelle sera nettement plus élevée. On a estimé que la valeur moyenne de l'accroissement de production agricole due aux engrais était à peu près quadruple du coût au détail de celui-ci, d'après les résultats du programme d'engrais de la FAO. Comme le prix au détail sera probablement supérieur d'au moins 50 % au prix de gros départ usine ou port d'arrivée, on peut penser que la valeur de l'accroissement annuel des récoltes serait de 6 fois 60, soit 360 milliards de dollars. Ce chiffre n'est, bien entendu, qu'une estimation d'un ordre de grandeur et, d'autre part, ne tient pas compte de l'inflation.

2. Matières premières

D'après les informations qui seront présentées dans le chapitre V, il semble peu probable que, de 1980 à l'an 2000, le développement de l'industrie des engrais soit sérieusement gêné par des pénuries de matières premières. Le phosphate naturel, la potasse, le charbon et le soufre existent en abondance; c'est moins le cas pour le gaz naturel et surtout pour les produits pétroliers, mais, si l'on peut se fonder sur l'expérience passée, d'autres réserves seront découvertes. Toutefois, il est probable qu'elles reviendront nettement plus cher à cause de coûts de mise en valeur et d'extraction supérieurs. En 1980, la demande de matière première pour la production d'ammoniac ne représentera que 3,5 % de la production de gaz et moins de 1 % de la production totale de pétrole et de charbon. Une hausse graduelle de ces matières premières de choix est à prévoir et cela pourra provoquer, vers la fin du siècle, un déplacement appréciable vers le charbon comme matière première.

Le phosphate naturel est très répandu — irrégulièrement, il est vrai — tant dans les pays développés que dans les pays en développement, et il n'y a aucune crainte de pénurie. Au cours de ces dernières années, les nouvelles découvertes ont de beaucoup dépassé la consommation. La tendance actuelle vers des phosphates à plus faible teneur pourra continuer, ce qui obligerait les producteurs et les consommateurs à perfectionner leur évaluation, leur spécification, leur classement et leur choix de phosphates pour la fabrication d'engrais. Les quantités exportables dépendent d'un assez petit nombre de pays et les disponibilités et les prix pourraient donc ne pas dépendre

toujours uniquement de la loi de l'offre et de la demande.

Il est difficile d'évaluer l'évolution possible de l'offre de soufre, du fait qu'il est produit sous des formes très variées et que l'exploitation des principales réserves, contenues dans le charbon et le gypse, n'est pas actuellement rentable. Un accroissement de la consommation actuelle de gaz naturel et de produits pétroliers, s'ajoutant à des normes écologiques plus sévères conduira à un accroissement régulier de la récupération de soufre élément et de dioxyde de soufre produit par l'utilisation des combustibles et par les opérations de raffinage. Pour la plus grande partie de la période étudiée, le soufre élément continuera à être la source principale, mais il est possible que, vers la fin du siècle, on recoure davantage à d'autres formes plus coûteuses.

Il existe d'abondantes réserves de potasse, mais il est très intéressant de remarquer qu'elles se trouvent surtout dans un petit nombre de pays développés. Donc, à moins qu'on ne trouve et qu'on n'exploite de nouveaux gisements dans les pays en développement — ce qui prendrait probablement une dizaine d'années —, la plupart de ces pays devront, dans l'avenir prévisible, ne compter que sur les importations.

La fabrication d'engrais consomme de grandes quantités d'eau, qui ne peuvent être réduites que dans une certaine mesure par une conception appropriée des systèmes de refroidissement. L'eau est un facteur important de l'exploitation et peut jouer un rôle décisif dans le choix de l'implantation. Le problème de l'approvisionnement en eau est un facteur clé de la production d'ammoniac, par exemple dans la zone du golfe Persique; il en est de même pour le phosphate naturel au Pérou, en Afrique du Nord et en Asie occidentale.

3. Engrais organiques

Les engrais chimiques et les engrais organiques se complètent pour accroître la production de denrées alimentaires: les premiers stimulent la production de matières organiques et le retour au sol des déchets organiques complète les engrais chimiques et permet d'en réduire la quantité. La quantité totale d'éléments nutritifs contenus dans les déchets organiques est impressionnante: en 1971, on estimait que, dans les pays en développement, la teneur en NPK des matières organiques disponibles était, à peu près, septuple de celle contenue dans les engrais chimiques, mais la plupart de ces "déchets" sont déjà utilisés soit comme engrais, soit comme combustible, soit à d'autres usages, et ceux qui ne sont pas utilisés posent de difficiles problèmes d'ordre technique, économique ou social, à cause de leur faible

teneur en éléments nutritifs et parfois à cause d'effets nuisibles que pourrait avoir leur usage.

Il est désirable d'utiliser plus efficacement les déchets organiques et de nombreuses études prometteuses sont en cours en vue de récupérer leur valeur comme engrais et/ou comme source d'énergie et pour éliminer les polluants. C'est fort intéressant, mais il est peu probable que l'accroissement de la quantité d'engrais récupérée par rapport au chiffre actuel constitue un très grand pourcentage des besoins futurs. L'évacuation des déchets urbains est un problème qui prendra plus d'importance à mesure que les villes se développeront, ce qui pourra, ou non, fournir la possibilité d'obtenir des engrais.

Les matières organiques améliorent les propriétés physiques du sol et accroissent sa capacité de rétention de l'eau. Recycler dans le sol les résidus des récoltes est donc une bonne pratique agricole qu'il faut encourager. A mesure que l'emploi des engrais chimiques se développe, les rendements augmentent et l'on dispose de plus grandes quantités de résidus dont le recyclage permet d'élever la teneur du sol en matières organiques.

4. Implantation des usines d'engrais

L'implantation doit être choisie de façon à réduire au minimum les investissements nécessaires ainsi que les coûts d'exploitation et de distribution. Le résultat désiré est, le plus souvent, la réduction du coût de l'engrais livré à la ferme. Cependant, d'autres considérations entrent souvent en jeu, par exemple la sécurité ou l'autosuffisance nationales, l'économie de devises étrangères et l'aide aux régions moins développées. Toutes ces considérations sont valables, mais il faut tenir compte de leur influence sur le coût de l'engrais et par conséquent des denrées alimentaires produites.

Planifier la production et la commercialisation d'engrais à l'échelon régional a de nombreux avantages. L'étude de l'implantation des usines a montré que l'on peut ainsi atteindre à des coûts en capital et des coûts d'exploitation moindres qu'au niveau national. Cette façon de faire permettra de bien mieux utiliser les ressources de chaque pays de la région, par exemple le gaz naturel (pour la fabrication d'ammoniac) dans l'un d'eux, le soufre ou l'acide sulfurique dans un autre, le phosphate naturel dans un troisième et peut-être la potasse dans un quatrième. On peut envisager un compromis: les pays ne disposant pas de matières premières fabriquant assez pour satisfaire une certaine proportion de leurs besoins et important le reste. Quand la coopération régionale est impossible, des accords bilatéraux ou trilatéraux peuvent être utiles.

5. Commercialisation

Ce terme couvre la distribution, le transport et la vente des engrais aux cultivateurs. Le but recherché est d'assurer que de l'engrais de la nature voulue sera disponible en temps et à l'endroit voulu et de convaincre le cultivateur qu'il devra l'acheter et l'utiliser. Toutes ces fonctions sont très importantes.

Outre le stockage à l'usine, il doit le plus souvent y avoir des centres de région et des centres de village assurant le stockage et la distribution de l'engrais en temps voulu. On doit procéder à des estimations exactes de la demande dans chaque zone, de façon que chaque centre puisse être approvisionné avant que les besoins saisonniers se manifestent. Une bonne planification est nécessaire pour utiliser les moyens de transport disponibles — voies navigables, chemins de fer et routes — pour réduire les coûts au minimum. Il faudra améliorer et développer ces moyens pour faire face au tonnage accru d'engrais à transporter jusqu'aux fermes et au tonnage accru de produits agricoles qui devront être amenés à leurs marchés.

Pour pouvoir fournir l'engrais du type voulu pour diverses plantes et diverses régions, il peut être utile de prévoir des installations de mélange ou de granulation dans les centres régionaux ou locaux. Lorsque, en certains points, des éléments secondaires ou des oligo-éléments sont nécessaires, on peut les ajouter aux engrais. Pour que de tels centres de commercialisation soient efficaces, une coordination est nécessaire avec les recommandations provenant de groupes de recherche ou de vulgarisation, ainsi que de programmes d'éducation des cultivateurs.

Le capital nécessaire pour la commercialisation peut approcher ou égaler le coût des usines de fabrication, si l'on y inclut le coût des moyens de transport et celui de centres régionaux dotés des installations nécessaires pour le mélange ou la granulation, l'ensachage et le stockage ainsi que le coût des centres de distribution de district, le fonds de roulement nécessaire pour couvrir le coût des engrais stockés ainsi que le coût du crédit.

Pour que les cultivateurs emploient davantage d'engrais, il faut les convaincre que cela sera rentable. On ne peut rendre l'emploi des engrais plus rentable que par trois moyens :

1. Réduire le coût des engrais;
2. Augmenter leur efficacité;
3. Élever le prix des produits agricoles.

La première ligne d'attaque du coût des engrais doit être une efficacité maximale des systèmes de fabrication et de commercialisation.

On peut améliorer l'efficacité des engrais en améliorant les produits, les proportions relatives d'éléments nutritifs, le calendrier et les méthodes d'application, les variétés cultivées, les façons culturales, la gestion de l'eau, la lutte contre les mauvaises herbes, les prédateurs et les maladies.

On peut élever le prix perçu par le cultivateur pour ses produits en améliorant les systèmes de commercialisation et de traitement de ceux-ci.

Même si les cultivateurs sont convaincus qu'employer davantage d'engrais sera rentable, beaucoup d'entre eux ne pourront le faire que s'ils disposent de l'une ou l'autre source de crédit: un système de crédit agricole pour l'achat d'engrais est d'ordinaire indispensable. Il serait encore préférable que tous les éléments de production nécessaires pour utiliser au mieux les engrais puissent être financés.

En outre, on peut rendre l'emploi des engrais plus attrayant pour le cultivateur par divers moyens artificiels tels que subventions liées aux engrais ou aux récoltes, crédits à des conditions de faveur et dégrèvements fiscaux. Ces méthodes sont souvent coûteuses et parfois moins efficaces qu'on ne le prévoyait. Dans bien des cas, il vaut mieux dépenser la même somme pour améliorer l'efficacité de l'emploi des engrais et celle de leur fabrication et de leur distribution.

Assez peu de pays disposent des ressources nécessaires pour être entièrement autosuffisants en matière d'engrais: organiser sur le plan régional non seulement la production, mais aussi la commercialisation, pourrait être à l'avantage de tous les pays d'une région.

6. Financement

On a étudié le financement de divers projets dans les pays en développement, afin de déterminer les tendances concernant les sources de financement.

Par ordre de pourcentage d'utilisation (et non nécessairement par ordre d'importance des contributions financières), les sources de financement de dix projets étaient les suivantes :

1. Entreprise étrangère, avec participation au capital actions
2. Participation du gouvernement du pays hôte
3. Groupe de la Banque mondiale
4. Etablissements financiers étrangers
5. Financement par le propriétaire
6. Etablissements financiers nationaux
7. Banque ou fonds de développement régional
8. Aide gouvernementale bilatérale ou prêt à des conditions de faveur

9. Crédit des fournisseurs par l'intermédiaire de banques d'export-import ou d'une autre façon.

Dans les pays en développement, la réalisation de grands projets entraîne la participation des éléments suivants :

1. Entreprise étrangère par participation au capital actions, apport de technologie, de savoir-faire, d'équipement, de formation et de commercialisation;
2. Implication déterminée du gouvernement du pays hôte par financement, garanties, fourniture de main-d'œuvre nationale et d'infrastructure;
3. Financement international assuré par des banques mondiales, des banques régionales ou des banques commerciales ou un consortium réunissant plusieurs de celles-ci.

On a noté certaines tendances qui pourraient être projetées pour fournir le financement considérablement accru que nécessitera le développement prévu de l'industrie des engrais d'ici à la fin du siècle.

L'une de ces tendances est le nombre de plus en plus grand de coentreprises où des partenaires de plus en plus nombreux unissent leurs forces pour résoudre les problèmes que posent les coûts, les risques, la technologie, la commercialisation et l'approvisionnement en matières premières.

On constate aussi une tendance au remplacement de la propriété privée par la propriété publique, en particulier pour les unités de production, ce qui peut être dû à une plus grande fréquence du financement par des organismes donateurs liés à des organismes gouvernementaux, au lieu d'entreprises privées.

Une planification plus poussée et un examen plus approfondi de tous les problèmes concernant la technologie et la commercialisation aident à démontrer le bien-fondé d'un projet, ce qui permet d'attirer des prêteurs et des souscripteurs d'actions.

Les pays riches en matières premières qui leur fournissent un revenu régulier développeront leur industrie des engrais par financement direct, souvent en coopération avec un partenaire industrialisé qui fournira le personnel technique et administratif compétent. Ces pays pourront aussi contribuer à financer les projets d'autres pays en développement par des prêts ou par la souscription d'actions.

Il est peu probable que l'aide gouvernementale unilatérale provenant de pays industrialisés joue un grand rôle dans le financement, car les capitaux nécessaires sont trop considérables. Cependant, il y a lieu de croire que le financement international augmentera et permettra de financer les projets solides présentant des avantages mutuels, pourvu qu'il y ait une ambiance de confiance et de concessions mutuelles.

7. Main-d'œuvre

Le développement prévu de l'industrie des engrais exigera un plus grand nombre de spécialistes : ingénieurs, travailleurs scientifiques, gestionnaires, experts en commercialisation, ouvriers qualifiés pour l'entretien et pour les instruments de mesure, ainsi qu'un plus grand nombre d'ouvriers spécialisés ou non qualifiés. Nous donnons ci-dessous le nombre total estimé des travailleurs supplémentaires qui seront nécessaires entre 1980 et l'an 2000 :

Total mondial	540 000
Pays en développement	209 000

Cette estimation ne comprend que ceux travaillant directement et exclusivement à la fabrication et à la distribution, mais non le personnel chargé de l'extraction, de l'enrichissement et du transport des matières premières, les détaillants vendant à la fois des engrais et d'autres articles pour l'agriculture ni le personnel de nombreuses industries auxiliaires telles que la construction, la fabrication d'équipement, de sacs, de machines pour appliquer les engrais, etc. Il est probable qu'au moins un million de travailleurs, en particulier les vulgarisateurs agricoles, le personnel des coopératives et les détaillants en engrais devront recevoir une certaine formation en matière de fabrication et de manutention d'engrais et des activités qui s'y rattachent; en outre, des centaines de millions de cultivateurs employant les engrais devront apprendre à bien les utiliser. D'autre part, à mesure que des travailleurs prennent leur retraite, il faudra former des jeunes pour les remplacer.

Les formations nécessaires dans les pays en développement sont si nombreuses que les programmes les concernant devront être établis avec soin. Quand c'est nécessaire, il faudrait recourir à des experts étrangers pour surveiller la mise en marche de l'usine et former leurs homologues nationaux; le recours à des experts ou à des conseillers étrangers, en nombre décroissant, pourrait fort bien continuer pendant trois ans ou pendant le temps nécessaire pour assurer une production et une distribution efficaces.

8. Lutte contre la pollution

Le degré d'épuration nécessaire des effluents gazeux et liquides provenant des usines d'engrais peut dépendre des priorités nationales et de l'implantation, mais il ne faut pas le négliger. Même quand une usine se trouve dans une zone peu habitée, le personnel doit obligatoirement vivre à proximité. Si les émissions de l'usine nuisent beaucoup à l'environnement, cela peut provoquer le mécontentement des membres du

personnel et de mauvaises relations entre employeurs et travailleurs. La pollution peut nuire à d'autres établissements industriels et même provoquer de nombreuses maladies, dans des cas extrêmes la mort. S'il s'agit de cours d'eau traversant d'autres pays, la pollution peut donner lieu à des complications internationales.

Le chapitre XXIII résume les types d'effluents liquides et gazeux et de déchets solides que l'on peut s'attendre à rencontrer, ainsi que les mesures d'ordinaire utilisées pour réduire leur effet sur l'environnement.

En général, la lutte contre la pollution doit avoir pour buts de :

1. Protéger la santé et le bien-être des membres du personnel en régulant la qualité de l'atmosphère à l'intérieur de l'usine et en réduisant le contact avec des substances toxiques.
2. Éviter de causer des dégâts aux récoltes, aux animaux, aux êtres humains et à la faune et à la flore aquatiques dans le voisinage.
3. Préserver la qualité des cours d'eau et des lacs de façon à éviter des nuisances pour les autres établissements industriels et les personnes utilisant l'eau.
4. Réguler les décharges d'effluents dans les océans, les mers, les estuaires et les ports pour éviter des dommages à l'industrie de la pêche, aux autres industries et au tourisme.

D. Politiques des gouvernements et des organisations internationales

L'expansion de l'industrie des engrais dans les pays en développement au rythme prévu dépendra évidemment beaucoup des politiques adoptées par les différents gouvernements et par les organisations internationales. Un rapport de l'IFDC, *Suggested Fertilizer Related Policies* (Technical Bulletin, IFDC T-10, août 1977), expose certaines mesures qui aideront à atteindre ces buts. Étant donné la grande variété des systèmes socio-économiques adoptés dans les nombreux pays en cause, les mesures acceptables varieront d'un pays à l'autre; celles qui sont suggérées sont donc souvent exprimées en termes d'objectifs à atteindre.

Les objectifs nationaux à souligner sont :

1. Stimuler l'exploration pour découvrir et définir l'étendue et la qualité des ressources en matières premières nécessaires, ce qu'on peut favoriser par des mesures attirant les investissements par l'intermédiaire de coentreprises, de baux, de concessions ou d'autres accords fondés sur un partage équitable des produits et des bénéfices, ou encore par des programmes nationaux d'exploration.

2. Effectuer des études de recherche et de développement, y compris des études économiques, afin de déterminer la meilleure utilisation des ressources pour satisfaire les besoins présents et les besoins futurs à long terme des différents pays. Il ne faut pas négliger les questions de conservation ni les questions d'écologie.
3. Établir des plans de systèmes de production et de distribution d'engrais assurant le maximum d'efficacité et d'économies en recourant à une technologie d'un niveau compatible avec les besoins et les possibilités des pays. Il faut insister sur les mesures tendant à utiliser davantage la capacité de production et à réduire les coûts de production et de distribution.
4. Stimuler l'utilisation des engrais en insistant sur la réduction des coûts due à une production et à une distribution plus efficaces et sur une meilleure utilisation des engrais grâce à des recherches sur le plan agro-économique et à l'éducation des cultivateurs. On ne doit recourir à des subventions directes ou indirectes qu'après avoir envisagé les autres possibilités.
5. Employer et développer les ressources humaines, compte dûment tenu du choix du niveau de technologie, des programmes de formation et des politiques à l'égard du personnel récompensant l'efficacité et les réalisations.
6. Coordonner étroitement l'action de toutes les organisations en cause au niveau du travail concret; insister particulièrement sur la coordination du développement de l'infrastructure et des programmes agricoles avec la production et/ou la distribution d'engrais.
7. Explorer les possibilités d'intégration de la fabrication d'engrais avec d'autres industries. Par exemple, on peut concevoir une raffinerie de cuivre de façon à produire de l'acide sulfurique pour une unité de production d'engrais phosphatés.

Les organisations internationales doivent adopter, ou continuer à appliquer, des mesures en vue d'activités de recherche et de développement dans des domaines utiles à l'ensemble des pays en développement, la priorité étant accordée à un accroissement de la quantité et de l'efficacité des engrais par les moyens suivants :

1. Activités de promotion montrant l'utilité des engrais pour accroître la production agricole et aidant au développement des marchés.
2. Créer et utiliser des formes ou des compositions améliorées d'engrais, en particulier de ceux pouvant être plus efficaces en agriculture tropicale ou subtropicale.

3. Améliorer le placement et le calendrier d'application ainsi que l'équilibre des éléments nutritifs.
4. Améliorer diverses pratiques (gestion de l'eau, protection des plantes, etc.).
5. Obtenir de nouvelles variétés de plantes utilisant mieux les engrais ou fournissant elles-mêmes une partie de l'azote dont elles ont besoin par fixation symbiotique.

Les organisations internationales doivent aussi apporter leur aide par des études de recherche et de développement sur l'utilisation de minerais difficiles tels que ceux qui existent dans plusieurs pays en développement. Cette activité peut comprendre des améliorations des techniques d'extraction et d'enrichissement, le choix ou l'adaptation de procédés ou la mise au point de nouveaux procédés.

Choisir les techniques appropriées ou en mettre au point de nouvelles serait très utile à beaucoup de pays en début de développement. Ces procédés doivent être applicables dans de petites usines simples et peu coûteuses, souvent avec une main-d'œuvre nombreuse.

Les organisations internationales doivent recueillir, évaluer et diffuser des informations sur les techniques et l'économie de la fabrication, de la distribution et de l'emploi des engrais, incluant les résultats des activités de recherche et de développement dont il vient d'être question.

Les organismes financiers internationaux doivent aider à la création de nouvelles installations lorsqu'il est impossible de se procurer autrement les capitaux nécessaires: ils doivent financer des projets concernant le transfert de technologies nouvelles, y compris les technologies douces s'il y a lieu.

Les organisations internationales compétentes doivent améliorer la collecte, l'évaluation et la diffusion des données sur la consommation, la demande et l'offre d'engrais, y compris les relations avec les productions alimentaires et avec la fourniture de matières premières. Elles doivent utiliser cette information pour faire des prévisions plus exactes et plus précoces des besoins, afin de favoriser un développement ordonné de l'industrie. Le groupe de travail sur les engrais ONU/FAO/Banque mondiale a beaucoup étudié ces questions.

III. Rôle des engrais en agriculture

A. Introduction

L'agriculture est en évolution constante depuis la révolution agricole initiale, il y a une dizaine de milliers d'années, due à la domestication des animaux et à la culture des plantes en vue de satisfaire les besoins de l'homme, qui a conduit à produire plus d'aliments qu'il n'en fallait pour nourrir une population agricole. Cet excédent était disponible pour la consommation des citadins et les centres locaux de commerce et les villes commencèrent à se développer. Les énergies humaines purent ainsi être dirigées vers des activités non agricoles et il en résulta les progrès de la connaissance scientifique et de la technologie sur lesquelles l'agriculture moderne repose en si grande partie [1].

La population augmenta parallèlement à l'augmentation de la capacité de production de nourriture [2] et il en résulta une plus forte demande de denrées alimentaires, d'où une extension des superficies cultivées, une culture plus intensive des terres arables existantes et/ou une meilleure technologie. Souvent, les facteurs tendant à accroître la production fonctionnaient concurremment, l'importance de chacun dépendant de la rareté relative des apports dans le processus de production agricole [3]. En général, cependant, la production agricole augmentait surtout par suite de l'accroissement des terres consacrées à la culture et au pâturage. Historiquement, les pressions créées par un rapport population/superficie des terres augmenté étaient réduites par des famines et par des migrations vers des zones à population moins dense, ce qui augmentait la quantité de terres disponibles. Les grandes migrations à partir des vallées chinoises vers d'autres parties de la Chine et vers l'Asie du Sud-Est, ainsi que les migrations européennes vers l'Océanie et le Nouveau Monde, ont été dues, en partie, aux pressions sur les terres cultivables et à une technologie de production presque immuable.

Avant le XX^e siècle, la principale cause des pressions sur les ressources en terres arables était la baisse de la fertilité du sol due à l'agriculture permanente. Le système des cultures sur brûlis était très employé dans la plupart des régions autres que les vallées et les deltas bien arrosés où le dépôt annuel d'alluvions par suite des crues rendait au sol quelques éléments nutritifs. A

mesure que la population augmentait, la durée des jachères diminuait ainsi que la fertilité des terres: en fin de compte, avec la suppression des jachères, on arrivait d'ordinaire à un rendement stable, mais faible [4, 5]. Même des régions tempérées comme l'Europe ont vécu très longtemps sur la jachère forestière, les cultures itinérantes sur des taillis et des prairies et diverses formes de jachère de courte durée [6]. Les rendements stables mais faibles, obtenus par des cultures permanentes irriguées ou arrosées par les pluies, étaient parfois augmentés grâce à des améliorations techniques telles que la révolution agricole anglaise qui conduisit à l'assolement de Norfolk, où la fertilité était améliorée surtout grâce à des récoltes de fourrage et d'engrais vert et à l'emploi de plus grandes quantités de fumier. Néanmoins, le système continuait à dépendre presque uniquement d'apports provenant du secteur agricole [7].

La révolution industrielle fut le premier maillon de la chaîne d'événements qui a conduit, dans les pays développés, à l'agriculture actuelle, caractérisée par d'importants achats d'apports provenant du secteur non agricole et par l'application étendue de la science et de la technique au processus de production agricole. Au premier rang de ces apports figurent les engrais chimiques.

Le passage de l'agriculture préindustrielle, caractérisée par une production dont le taux de croissance annuelle moyen, à long terme, était d'environ 1%, à l'agriculture moderne où ce chiffre varie de 2 à 4%, a dépendu en grande partie de la solution des problèmes de fertilité du sol dont nous venons de parler. Bien qu'on ait réalisé quelques progrès dans ce domaine par une utilisation plus poussée des assolements et de l'engrais vert, l'accroissement de la quantité d'éléments nutritifs fournie aux plantes a été dû, en très grande majorité, à une application accrue d'engrais chimiques.

1. La contribution des engrais à la production agricole

On a plusieurs fois cherché à estimer soit la contribution des engrais à l'accroissement, dans le temps, de la production agricole, soit la proportion de la production agricole actuelle due à l'emploi des engrais. En général, dans les pays en développement, une faible proportion seulement

de la production totale de denrées alimentaires est attribuable aux engrais, mais la contribution de ceux-ci aux augmentations ultérieures de la production est très supérieure [8]. Dans la plupart des pays développés, la relation est mieux équilibrée. La contribution des engrais dépend beaucoup des sources d'accroissement de la production : augmentation des surfaces cultivées et augmentation du rendement par hectare. Bien que les engrais puissent être nécessaires pour mettre en culture des terres vierges, leur influence principale porte sur le rendement par hectare. Pinstrup-Andersen a exposé les moyens permettant d'estimer la contribution relative des engrais à la production [8]. Le tableau 1 résume ses estimations pour les pays en développement à économie de marché, mais pour les céréales seulement. Herdt et Barker, admettant un rapport de la réponse à l'engrais de 10/1, ont estimé que la contribution maximale des engrais à la production totale de céréales dans l'Asie du Sud et du Sud-Est était en 1971-1972 de 9,4 % tandis que leur contribution à l'accroissement était à cette date de 51,2 % [9]. Ewell estime que la part attribuable à l'emploi accru des engrais dans l'augmentation de la production de céréales au cours des 20 dernières années atteignait 50 % [10]. Aux Etats-Unis, Christensen *et al.* ont estimé qu'environ 55 % de l'augmentation du rendement en céréales pendant la période 1940-1955 étaient dus aux engrais; le Council for Agricultural Science and Technology (CAST) a estimé à environ un tiers la part des engrais dans

la production américaine de céréales [11, 12]. Shaw et Durost ont attribué aux engrais 25 % de l'accroissement du rendement du maïs entre 1929 et 1962, 2 511 kg/ha. Auer et Heady, à partir des rendements du blé dans le Midwest de 1939 à 1961, ont estimé que la moitié de l'augmentation totale de 1 620 kg/ha était due aux engrais [13, 14]; Auer, Heady et Conklin ont procédé de même pour le maïs, pendant la même période [15]. Leurs résultats sont repris dans le tableau suivant :

	kg/ha	Pourcentage de l'augmentation totale du rendement
Rendement en 1939	1 883	—
Rendement en 1961	3 503	—
Augmentation du rendement	1 620	100,0
Augmentation attribuée à :		
Emploi accru des engrais	508	31,4
Amélioration des variétés	578	35,7
Implantation de la production	289	17,8
Autres facteurs	245	15,1

Pendant cette période, on a adopté très rapidement des variétés améliorées, ce qui peut expliquer l'effet relativement important de ce facteur. Plus récemment, Perrin et Heady ont estimé l'influence des engrais azotés sur diverses récoltes du Midwest des Etats-Unis [16]. Leurs résultats montrent que, pendant les dernières années 60 et les premières années 70, les engrais azotés ont été de loin le principal facteur pour le maïs, ont eu une importance à peu près égale à celle des semences hybrides pour le sorgho, mais

TABLEAU 1. CONTRIBUTION ESTIMÉE DES ENGRAIS A LA PRODUCTION DE CEREALES DANS LES PAYS EN DEVELOPPEMENT A ECONOMIE DE MARCHE ENTRE 1948-1952 et 1972-1973

	Afrique	Amerique Latine	Moyen-Orient	Extrême-Orient	Pays en développement à économie de marché
Accroissement total de la production annuelle de céréales, en millions de tonnes ^a	12,339	40,527	21,000	81,518	155,413
Accroissement annuel estimé dû aux engrais, en millions de tonnes ^b	2,523	10,779	9,240	26,226	48,243
Pourcentage de l'accroissement total de la production dû aux engrais ^b	20,4	26,6	—	32,2	31,0
Pourcentage de l'accroissement total du rendement dû aux engrais ^b	36,4	64,9	—	49,2	57,0
Taux annuel composé estimé de l'accroissement de la production de céréales dû aux engrais, en % ^c	—	1,03	0,97	0,62	0,75
Pourcentage de la part du taux annuel composé de l'accroissement de la production dû aux engrais	—	27,1	32,5	28,0	29,8
Pourcentage de l'accroissement total de rendement dû aux engrais	—	66,1	85,1	42,8	54,8
Pourcentage estimé de la production totale en 1972-1973 dû aux engrais ^d	6,6	16,2	—	15,0	15,2

Source : adapté de Pinstrup-Andersen (8).

^aD'après les estimations de l'Annuaire de la production de la FAO.

^bEstimes d'après les accroissements d'utilisation d'engrais pour les céréales et d'après un taux de réponse moyen de 10 kg de céréales par kilogramme d'engrais (éléments nutritifs).

^cD'après les estimations de la fonction de production d'Evenson (13).

^dProduction totale due aux engrais estimée en admettant un taux moyen de réponse de 10/1.

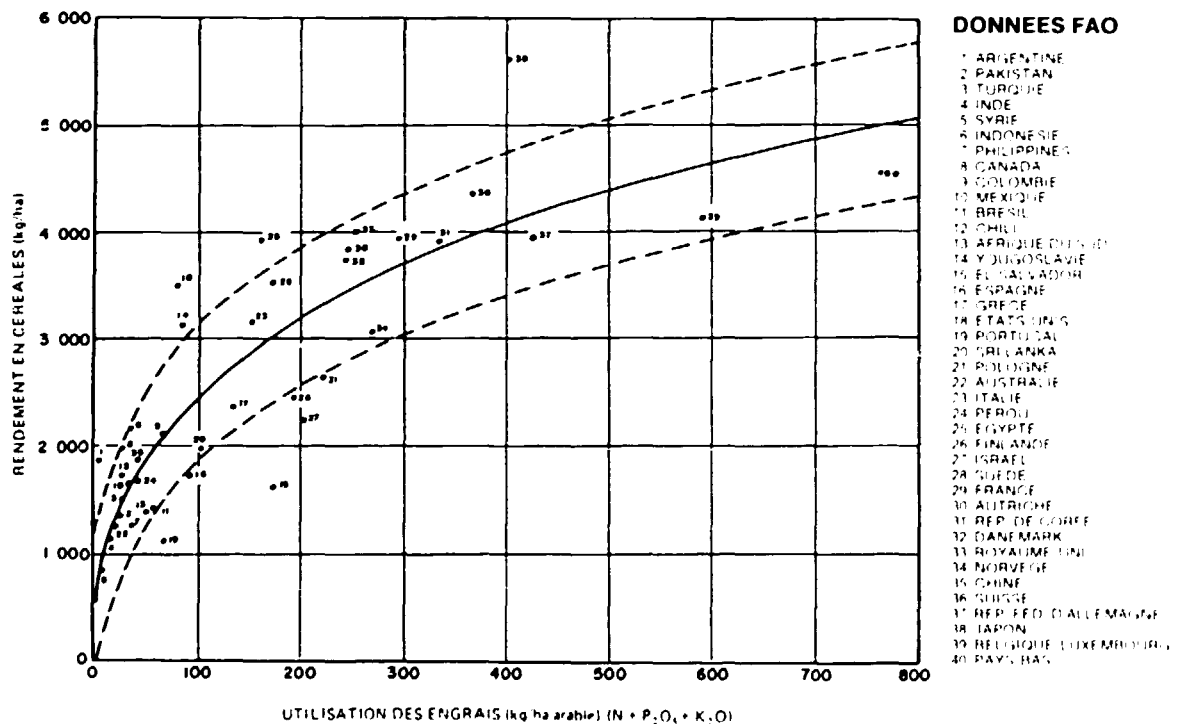
bien moins importante pour le blé cultivé en terres sèches. Enfin, d'après les estimations de la TVA, la contribution actuelle des engrais au total des récoltes des Etats-Unis est de 37% [17].

Quelque importants que les engrais aient été pour accroître la production, il est rare qu'ils soient le seul facteur limitant celle-ci ou qu'ils soient la réponse complète aux problèmes de la production de nourriture en quantité suffisante. Trop insister sur un seul facteur de production détourne de la nature complexe du processus de production agricole dont les facteurs sont liés entre eux [18]. On en est venu à appeler "approche globale" le facteur clé : fourniture des apports adéquats qui complètent l'utilisation des engrais. Schultz a défini l'agriculture traditionnelle comme un système agricole, en général médiocre, mais efficace [19]. C'est aussi un système où on ne peut identifier aucun facteur comme l'élément qui limite la production et la productivité. Il est difficile d'arriver à des taux de réponse élevés pour aucun facteur, par exemple les engrais, parce qu'un ou plusieurs autres facteurs limitent la réponse économique aux engrais ou à tout autre apport. On ne peut donc, en agriculture traditionnelle, augmenter les taux de rendement qu'en fournissant un ensemble nouveau ou amélioré de techniques de production, qui se compose nor-

malement de réseaux nouveaux ou améliorés d'irrigation et de drainage, de variétés capables, pour des raisons d'ordre génétique, de fournir une réponse importante à un accroissement du niveau des apports, d'engrais et de méthodes de fertilisation, enfin de moyens améliorés de lutte contre les prédateurs et les maladies.

Sur un plan plus général, il existe une corrélation historique étroite entre les rendements en céréales et l'utilisation d'engrais par hectare de terre arable (figure 1). On voit que, à mesure que les rendements s'accroissent, l'attitude du sol à fournir des quantités suffisantes d'éléments nutritifs diminue et l'emploi des engrais augmente. Les observations nettement au-dessus des limites de confiance de la courbe correspondent à des zones où soit la fertilité naturelle du sol est très élevée (Etats-Unis, Argentine), soit il existe des rapports de prix apport/production très favorables (Yougoslavie, Japon), soit des facteurs mésologiques très favorables tels que le rayonnement solaire et l'irrigation (Égypte). Les observations au-dessous de la courbe correspondent à des cas où soit les apports sur le plan de la technique et de la gestion sont insuffisants (El Salvador), soit il y a déficience d'un apport important, tel que l'eau d'irrigation (Portugal, Israël). Cependant, il est à remarquer que les taux d'application des engrais

Figure 1. Utilisations nationales d'engrais et rendements en céréales, 40 pays, 1972-1976



Source: J. W. Couston, communication personnelle.

indiqués pour chaque pays dans la figure 1 sont obtenus en divisant l'utilisation totale dans ce pays de $N + P_2O_5 + K_2O$ par la superficie totale estimée des terres arables. Le chiffre obtenu peut différer beaucoup du taux d'application pour les céréales, car, dans certains pays, on applique davantage d'engrais aux cultures commerciales ou non alimentaires qu'aux céréales; il arrive aussi qu'une grande partie ou même la plus grande partie des engrais soit appliquée non à des terres arables, mais à des pâturages; on obtient alors un chiffre trop élevé en divisant la quantité d'engrais par la superficie des terres arables; c'est le cas par exemple pour les Pays-Bas et pour l'Australie.

Nous examinerons ensuite certains des principaux apports liés aux engrais qui contribuent à une utilisation rentable de ceux-ci, en particulier les relations sol-plante-engrais. Nous passerons ensuite à l'économie de l'utilisation des engrais en considérant les divers niveaux auxquels l'analyse économique est employée dans le secteur des engrais.

2. Influence des engrais sur la production

Une analyse du système de production agricole fournit un point de vue adéquat pour déterminer le rôle des engrais dans la production. Dans les sections qui suivent, nous passons en revue, de façon sommaire, les principales caractéristiques du système de production, en insistant principalement sur ceux en rapport direct avec les engrais. Nous examinons l'évolution du profil du sol ainsi que l'influence des propriétés physiques, chimiques et biologiques du sol par rapport aux quantités naturelles d'éléments nutritifs disponibles pour les plantes. Ensuite, nous passons à l'effet des engrais sur le rendement et enfin à la modification de cet effet en fonction des caractéristiques génétiques des plantes, des pratiques culturales et des quantités d'eau disponibles.

3. Le sol

Les composants mésologiques du système de production agricole sont le sol, l'eau, l'air et l'énergie solaire. Buckman et Brady [20] donnent la définition suivante du sol :

"On peut définir le sol comme un corps naturel constitué, en profil, à partir d'un mélange variable de minéraux brisés et modifiés par les intempéries et de matières organiques en décomposition, qui couvre la Terre sous forme d'une couche mince et qui fournit aux plantes, quand il contient les quantités voulues d'air et d'eau, un soutien mécanique et une partie des éléments nutritifs qui leur sont nécessaires."

Le premier élément de cette définition est que le sol est un corps naturel, formé essentiellement

par l'influence de certains facteurs sur le substratum rocheux. Ces facteurs sont : 1) le climat, en particulier la température et les précipitations, 2) les organismes vivants, surtout la végétation naturelle, 3) la nature du substratum (texture, structure, compositions chimique et minéralogique), 4) la topographie de la région, 5) le temps.

Au cours de l'évolution du sol, il apparaît des horizons, c'est-à-dire des couches horizontales qui diffèrent par leurs propriétés physiques, chimiques et biologiques. La succession des horizons constitue le profil du sol. L'intensité des facteurs dont dépend la formation du sol varie d'un point à un autre et des sols différents sont donc caractérisés par des profils différents.

La différenciation du profil du sol en un séquence d'horizons se produit principalement par l'action des intempéries. La percolation de l'eau de pluie à travers la roche mère provoque, dans le profil, des modifications mécaniques et des réactions chimiques. Les modifications mécaniques consistent surtout en un mouvement vers le bas des particules les plus fines, telles que l'argile, le limon et certaines matières organiques, ce qui laisse un horizon éluvial, de couleur claire, où dominent les particules plus grosses, qu'on appelle en général l'horizon A. Les acides provenant de la décomposition des matières organiques augmentent la capacité de lessivage de la percolation d'eau de pluie et provoquent des réactions chimiques au cours du processus d'éluviation; parmi les principaux produits de ces réactions figurent l'argile et les éléments nutritifs solubles.

A mesure que la percolation de l'eau se ralentit, les matières éluviées se déposent; il en résulte des couches de particules fines, de coloration plus foncée à cause de l'accumulation de matières organiques; c'est ce qu'on appelle l'horizon B du profil du sol.

Au-dessous de l'horizon B se trouve le substratum rocheux, qui a été le moins affecté par le processus de formation de sol. Il peut être formé de la roche mère, mais, dans certains cas, les horizons A et B proviennent de la roche mère d'un autre emplacement et ont été transportés à leur emplacement actuel par l'action du vent, de l'eau ou de la glace; ils peuvent alors être sans aucun rapport avec l'horizon C sous-jacent. Les horizons A et B constituent les sols arables.

Le sol contribue à la croissance des plantes en leur fournissant un soutien mécanique et en servant d'intermédiaire pour leur absorption d'éléments nutritifs minéraux, d'oxygène et d'eau.

Propriétés physiques des sols

Les différences entre roches mères et facteurs de la formation des sols ont produit la grande variété de sols que l'on peut observer dans le monde. Ces différences se reflètent dans les

propriétés et la composition des horizons. Parmi les propriétés physiques les plus apparentes des sols, on peut citer l'épaisseur, la couleur, la distribution granulométrique et la structure.

L'épaisseur est la distance entre les limites inférieure et supérieure d'un horizon. Du point de vue de la production agricole, l'épaisseur d'un sol est définie comme le total des épaisseurs des horizons A et B.

La couleur est un élément important pour différencier les horizons. Deux des principaux facteurs dont elle dépend sont la teneur en matières organiques et le degré d'oxydation des composés du fer. La couleur est d'autant plus foncée que la teneur en matières organiques est plus élevée. La couleur rouge est typique des sols tropicaux fortement influencés par les intempéries, où les composés du fer sont oxydés.

La texture, ou distribution granulométrique, reflète les proportions relatives des particules d'argile, de limon et de sable dans un horizon. La texture de l'horizon A est en général plus grossière que celle de l'horizon B, ce qui est dû à l'accumulation dans celui-ci des particules fines éluviées provenant de l'horizon A. Les sols à texture moyenne sont en général préférables pour l'agriculture.

La structure du sol dépend du degré d'agrégation des particules qui le composent. Grâce aux agrégats, il existe dans les horizons du sol un réseau de pores de tailles différentes permettant le passage de l'air ainsi que la percolation et la rétention de l'eau nécessaire à la croissance des plantes. Il est désirable que les agrégats résistent à l'action de l'eau, car cela permet l'écoulement libre de l'eau en excès sans modifier le réseau de pores; on évite ainsi l'état de saturation qui est indésirable pour la plupart des plantes. Les composés provenant de la décomposition des

matières organiques jouent un rôle essentiel comme liant pour les particules du sol et permettent aux agrégats de mieux résister à l'action de l'eau.

La croissance des plantes et le rendement obtenu dépendent des propriétés physiques du sol: de la qualité de celui-ci en tant que support de la croissance et de sa capacité à fournir aux racines l'air, l'eau et les éléments nutritifs.

Propriétés chimiques des sols

La principale de ces propriétés, du point de vue de la croissance des plantes, est l'aptitude à fournir à celles-ci les éléments nutritifs essentiels nécessaires à leur cycle de vie. Les plantes ont besoin de 17 éléments chimiques pour mener à bien leurs stades de croissance et de reproduction. Certains sont nécessaires en assez grandes quantités, on les appelle éléments primaires ou éléments fertilisants; ceux d'un deuxième groupe, nécessaires en quantités moindres, sont les éléments secondaires; les autres, dont de petites quantités suffisent, sont les oligo-éléments. Le tableau 2 donne les quantités estimées d'éléments prélevés par hectare par une récolte de 9,4 t/ha de maïs.

Le carbone et une partie de l'oxygène sont prélevés dans l'air par les feuilles; le reste de l'oxygène et l'hydrogène viennent de l'eau absorbée par les racines. Tous les autres éléments nutritifs sont normalement absorbés par les racines à partir de ce qu'on appelle la solution du sol, formée par l'eau disponible dans celui-ci et absorbée sur les particules du sol, la tension étant comprise entre 0,33 et 15 atmosphères, et par les anions et les cations dissous provenant des matières solides. Ce qui est vraiment important pour les plantes est la fraction de chaque élément chimique du sol soluble dans la solution du sol.

TABLEAU 2. ELEMENTS NUTRITIFS PRELEVES PAR LE MAÏS, RACINES Y COMPRISES, POUR UN RENDEMENT DE 9,4 TONNES PAR HECTARE

Substance	Symbole chimique	Absorption en kg/ha	Substance	Symbole chimique	Absorption en kg/ha
Hydrogène	H	— ^a	Fer	Fe	3,36
Oxygène	O	11 424 ^b	Manganèse	Mn	0,50
Carbone	C	8 736 ^c	Bore	B	0,11
Azote	N	317	Molybdène	Mo	Traces
Phosphore	P	58	Chlore	Cl	Traces
Potassium	K	230	Cobalt	Co	Traces
Calcium	Ca	65	Cuivre	Cu	Traces
Magnésium	Mg	56	Zinc	Zn	Traces
Soufre	S	40			

Sources: The Fertilizer Institute, 1976, *The Fertilizer Handbook*, p. 12-13, 1015 18th Street, N.W., Washington, D.C.

^aProvenant de 7 224 à 9 240 cm³ ha d'eau absorbée par les plantes au cours de leur cycle de vie et rejetée par évapotranspiration.

^bProvenant de l'air, par le processus de photosynthèse, respiration et de l'eau.

^cProvenant de l'air.

non la quantité totale de cet élément. La proportion d'éléments nutritifs disponible pour les plantes n'est pas une fraction fixe du total; elle dépend, dans une certaine mesure, de diverses propriétés du sol et peut varier avec le temps et avec les modes de récolte.

La disponibilité des éléments nutritifs dans le sol dépend surtout des propriétés chimiques de celui-ci, telles que la composition de la roche mère, le pH, la capacité d'échange de cations (CEC) et la teneur en matières organiques. Nous étudierons successivement chacun de ces facteurs.

Les constituants de la roche mère diffèrent par leur composition chimique, comme le montre le tableau 3 qui indique la composition de quatre types différents de roches. Une fois le sol formé, la concentration des divers éléments n'y est pas en général la même que dans la roche mère; on trouvera dans le tableau 4 ces concentrations pour huit échantillons. En général, l'action des intempéries tend à réduire la concentration des cations solubles tels que Ca, Mg, K et Na, qui sont en partie dissous et lessivés par l'eau de pluie, tandis que la concentration des éléments très peu solubles, comme Si, Fe, Mn et Al, tend à augmenter, puisqu'ils restent en place. Un autre effet du processus de formation du sol est l'augmentation de N et S dans le profil, à cause de la décomposition et de l'incorporation de nouvelles matières organiques produites par les plantes croissant sur le sol pendant le début du développement. Les composés chimiques contenus dans un sol mûr sont assez stables et peu solubles

TABLEAU 3. COMPOSITION CHIMIQUE DE ROCHES DE LA CROÛTE TERRESTRE

Constituants	Composition des roches (en pourcentage ^a)			
	Ignées ^b (95%)	Schiste (4%)	Gres (0,75%)	Calcaire (0,25%)
SiO ₂	59,12	58,11	78,31	5,19
Al ₂ O ₃	15,34	15,40	4,76	0,81
Fe ₂ O ₃	3,08	4,02	1,08	0,54
FeO	3,80	2,45	0,30	0,54
TiO ₂	1,05	0,65	0,25	0,06
CaO	5,08	3,10	5,50	42,57
MgO	3,49	2,44	1,16	7,89
MnO	0,12	traces	traces	0,05
K ₂ O	3,13	3,24	1,32	0,33
Na ₂ O	3,84	1,30	0,45	0,05
CO ₂	0,10	2,63	5,04	41,54
P ₂ O ₅	0,30	0,17	0,08	0,04
SO ₃	—	0,65	0,07	0,05
S	0,05	—	—	0,09
H ₂ O	1,15	4,99	1,63	0,77
Total	99,65	99,15	99,95	99,98

Source: Jackson, M. L., 1964, "Chemical Composition of Soils", dans *Chemistry of the Soil*, F. E. Bear, ed., p. 71-141, Reinhold Publishing Company, New York, New York.

^aLes pourcentages entre parenthèses sont les pourcentages de ces roches dans l'ensemble de l'écorce terrestre.

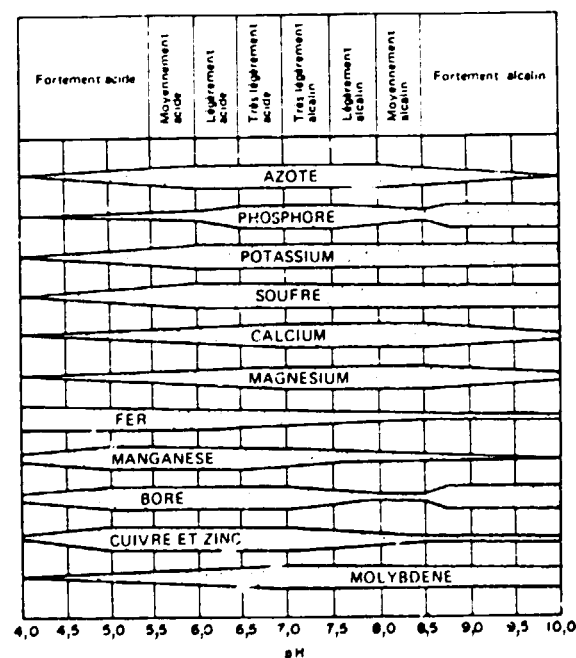
^bÉt métamorphiques.

dans l'eau. Le processus de solubilisation des éléments nutritifs dans la solution du sol est en général lent et, le plus souvent, ne suffira pas à fournir les éléments nutritifs nécessaires pour une production régulière élevée de l'ordre de celles du tableau 2.

La réaction du sol, ou pH, est un facteur important de la disponibilité des éléments nutritifs. La figure 2 montre la relation entre le pH et la disponibilité de certains de ces éléments. L'intervalle de pH correspondant à la disponibilité maximale n'est pas le même pour tous les éléments nutritifs, mais la plupart d'entre eux ont une disponibilité maximale ou voisine du maximum dans l'étroit intervalle optimal. Les valeurs supérieures réduisent la disponibilité des micro-éléments, sauf le molybdène. Celle du bore ne diminue que jusqu'au pH 8,5, puis augmente ensuite. Parmi les éléments principaux, la disponibilité de l'azote, du calcium et du magnésium diminue au-dessus du pH optimal, tandis que la disponibilité du phosphore évolue de façon analogue à celle du bore; elle est fortement réduite au-dessous de 6,0. La disponibilité des autres éléments nutritifs ne diminue de façon importante que pour des pH inférieurs à 5,5.

On peut modifier le pH du sol par des amendements et cette pratique est courante en agriculture moderne. Pour élever le pH, on

Figure 2. Influence de la réaction du sol sur la disponibilité pour les plantes des éléments nutritifs (d'après Froug). La largeur de la barre mesure la disponibilité relative de chaque élément en fonction du pH du sol.



Source: Sprague, H. B., 1964, *Hunger for Nutrients*, New York, David McKay Company, p. 15.

TABLEAU 4. COMPOSITION CHIMIQUE DE CERTAINS PROFILS DU SOL.²

Constituants	Norfolk Sable fin Florida (%)	Terre franche sablonneuse de Savannah Virginia (%)	Terre franche de l'Ontario New York (%)	Terre franche d'Éls. Nevada (%)	Terre franche limoneuse de Hagerstown, Tennessee (%)	Terre franche limoneuse de Cascade Oregon (%)	Terre franche limoneuse de Marshall Iowa (%)	Argile supérieure du Kansas (%)
SiO ₂	91,49	85,96	76,54	61,69	73,11	70,40	72,63	71,60
TiO ₂	0,50	0,59	0,64	0,47	1,05	1,08	0,63	0,81
Fe ₂ O ₃	1,75	1,74	3,43	3,87	6,12	3,90	3,14	3,56
Al ₂ O ₃	4,51	6,26	9,38	13,77	8,31	13,14	12,03	11,45
MnO	0,007	0,04	0,08	0,12	0,44	0,07	0,10	0,06
CaO	0,01	0,40	0,80	5,48	0,37	1,78	0,79	0,97
MgO	0,02	0,36	0,75	2,60	0,45	0,97	0,82	0,86
K ₂ O	0,16	1,54	1,95	2,90	0,91	2,11	2,23	2,42
Na ₂ O	traces	0,58	1,04	1,47	0,20	1,98	1,36	1,04
P ₂ O ₅	0,05	0,02	0,10	0,18	0,16	0,16	0,12	0,09
SO ₄	0,05	0,07	0,08	0,12	0,07	0,21	0,12	0,11
Perte au feu	1,83	1,91	5,30	7,62	8,82	4,25	6,01	6,60
Azote	0,02	0,02	0,16	0,10	0,27	0,08	0,17	0,09

Source: Buckman, H. D., et N. C. Brady, 1969, *The Nature and Properties of Soils*, p. 24, The Macmillan Company, New York, New York.

²On estime que la couche de terre labourable d'un sol minéral représentatif contient environ 2 millions de livres de terre sèche par acre (2 242 000 kg/ha).

emploie le plus souvent le carbonate de calcium (chaux); si au contraire ce pH est exagérément élevé, on peut recourir à certains composés du soufre (chapitre XX). Dans les deux cas, le rôle du calcium et du soufre comme amendements du sol diffère de leur rôle comme éléments nutritifs.

La capacité d'échange de cations (CEC) du sol est une propriété chimique importante quant au caractère plus ou moins disponible des éléments nutritifs. La CEC est la somme des charges négatives des colloïdes du sol pouvant être neutralisées par des cations contenus dans la solution du sol. Les cations occupant ces positions chargées négativement sont liés de façon lâche aux colloïdes et représentent une source facile de remplacement des cations de la solution qui sont prélevés par les plantes ou lessivés par des pluies ou une irrigation excessives. Les emplacements chargés négativement sont disponibles pour le stockage d'éléments nutritifs et, de ce point de vue, les sols à CEC élevée perdent moins facilement les éléments nutritifs disponibles que les sols à CEC faible. Les minéraux argileux produits pendant la formation du sol et les composés provenant de la décomposition de matières organiques constituent les colloïdes du sol et sont la source de charges négatives fournissant des CEC élevées.

Matières organiques du sol

Elles ne constituent qu'une assez faible fraction du total, le plus souvent 3 à 5%. Ce chiffre est d'ordinaire plus bas dans les sols légers et dans les sols fortement érodés que dans les sols organiques et dans certains sols provenant de cendres volcaniques, où il peut être plusieurs fois supérieur à la valeur normale.

On peut diviser les matières organiques du sol en deux catégories principales. La première est

formée de racines, de tiges et de feuilles de plantes mortes, en cours de décomposition, de déchets de grands animaux, d'insectes et de petits animaux vivant dans le sol ainsi que de micro-organismes. Les enzymes produites par ces derniers activent la décomposition des matières organiques fraîches, ce qui produit de l'eau et du CO₂. La seconde fraction des matières organiques, l'humus, plus stable, est formée de matières partiellement décomposées et plus résistantes, ainsi que de composés nouvellement synthétisés. Une autre fraction des matières fraîches décomposées est stabilisée par la formation de composés organo-argileux, où la matière organique étant protégée de l'activité des enzymes, sa décomposition est retardée.

Malgré la relativement faible concentration des matières organiques stabilisées présentes dans le sol, elles sont un composant très actif quant aux principales fonctions du sol: fournir de l'eau et des éléments nutritifs aux plantes en cours de croissance. Les composés colloïdaux de l'humus peuvent stocker des quantités d'eau et d'éléments nutritifs plusieurs fois supérieures à celles que pourrait stocker un même poids de colloïdes minéraux. La raison en est que les colloïdes organiques peuvent absorber de plus grandes quantités d'eau et ont une capacité d'échange de cations supérieure.

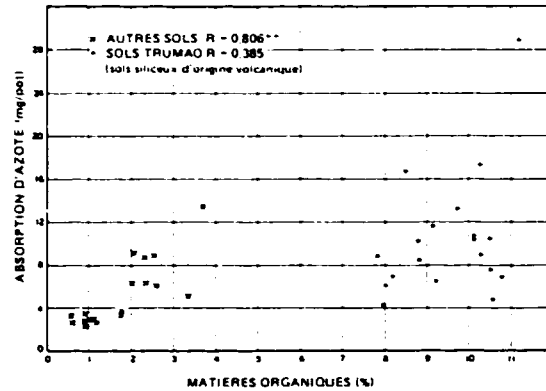
Les matières organiques du sol sont la principale source d'azote et de soufre pour les plantes. Ces deux éléments n'existent pas en quantités appréciables dans la roche mère et proviennent donc presque entièrement de la décomposition de matières organiques. Les cycles de l'azote et du soufre sont quelque peu analogues et figurent parmi les cycles des plus importants grâce auxquels la vie est possible sur la Terre. La figure 3 est une représentation simplifiée du cycle

de l'azote. Pour utiliser au mieux les engrais azotés, les mécanismes les plus importants à réduire sont les pertes par lessivage et dénitrification et la perte d'ammoniac par volatilisation.

La quantité d'azote fournie par le sol n'est pas directement proportionnelle à la quantité de matières organiques présentes, bien que le rapport entre cette quantité et l'azote total tende à être assez constant, aux environs de 20/1 en moyenne. La quantité d'azote organique transformée en azote disponible pour les plantes ne dépend pas seulement de la quantité totale d'azote ou de matières organiques présentes dans le profil du sol, mais aussi de la nature des composés organiques et des autres propriétés du sol. La figure 4 donne l'exemple d'un cas où l'absorption de l'azote par des plantes cultivées sur des sols de deux origines différentes reste à peu près la même, bien que la teneur en matières organiques soit de 1 à 4 % pour l'un des groupes de sols, de 8 à 11 % pour l'autre.

On sait que la fourniture de phosphore par les matières organiques en décomposition est une autre contribution importante à l'ensemble des éléments nutritifs disponibles; dans certains sols, on estime que cette source représente 50 % du phosphore disponible. On a décelé certains inconvénients des hautes teneurs du sol en matières organiques; on croit que la formation de composés organométalliques provoque une forte liaison temporaire des oligo-éléments solubles.

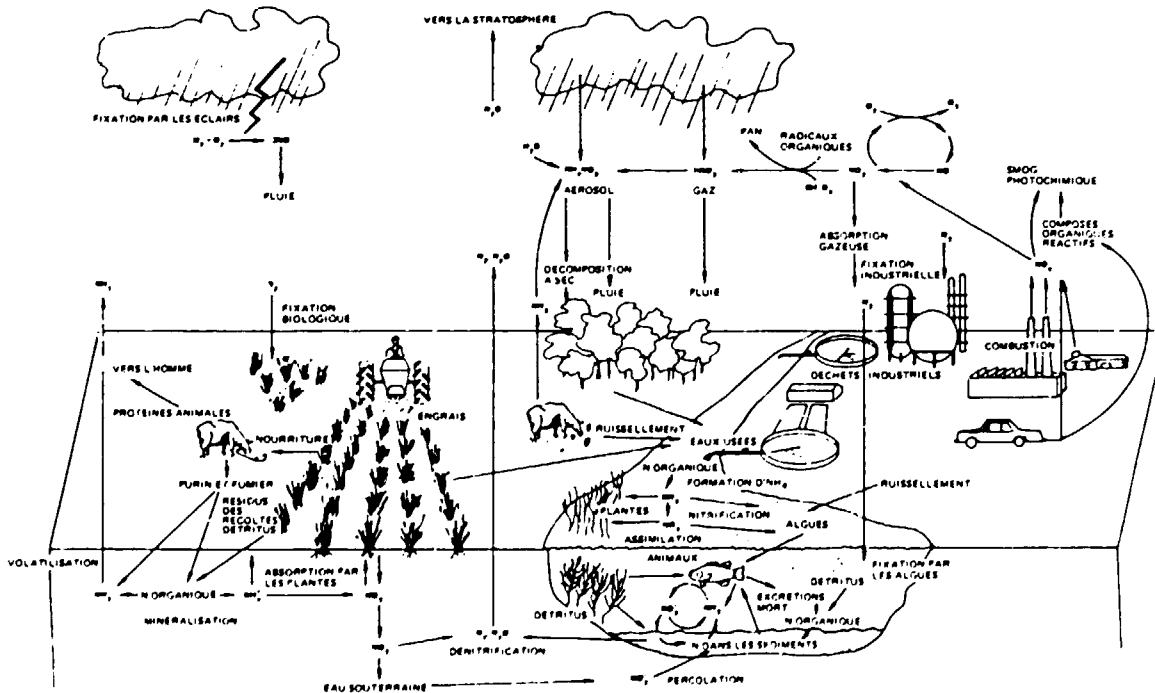
Figure 4. Absorption d'azote par le maïs en fonction de la quantité de matières organiques contenues dans des échantillons de sols de deux types différents



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

Un autre rôle important des matières organiques est le maintien de la structure du sol. Certains composés organiques lient les particules fondamentales du sol (argile, limon et sable) pour former des agrégats. Les différentes catégories de structure du sol sont l'expression du degré et de la forme de l'agrégation, propriété qui empêche les sols de devenir des masses compactes. Les espaces vides reliés entre eux existant à l'intérieur des agrégats forment les pores permettant à l'eau et à

Figure 3. Représentation schématique du cycle de l'azote, mettant en évidence les activités humaines qui affectent les flux d'azote



Source: The National Research Council

l'air de circuler dans le sol. Une fois que l'excès d'eau s'est écoulé dans le sous-sol, une partie de l'eau restant absorbée sur les particules du sol constitue l'eau disponible pour la croissance des plantes. En général les sols à forte teneur en matières organiques ont une meilleure structure et peuvent donc retenir plus d'eau.

4. Éléments nutritifs fournis par les engrais

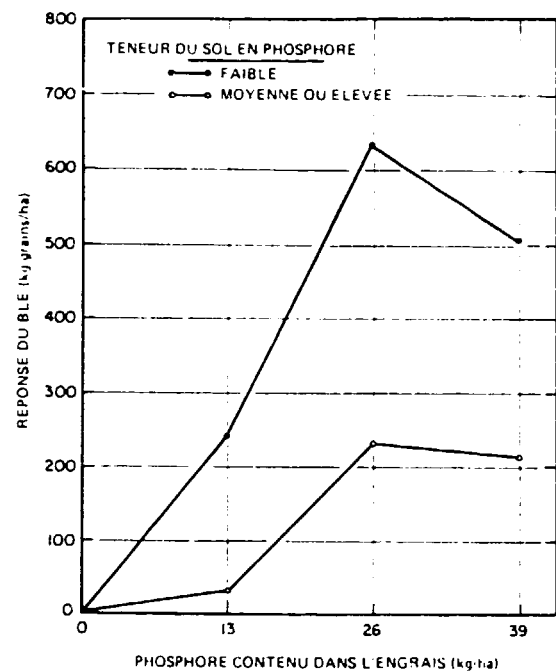
Le rendement d'une récolte dépend : 1) du potentiel génétique de la plante cultivée; 2) des disponibilités en éléments nutritifs inorganiques, en eau, en CO₂ et en énergie lumineuse pendant la croissance; 3) du trouble causé par les organismes vivants et les facteurs physiques dans le système de production. L'objectif de la technologie moderne est d'amener les facteurs de production au niveau optimal et de réduire les effets de toutes les sources de trouble, dans les limites des conditions économiques existantes. En supposant la situation idéale, le rendement maximal sera obtenu quand tous les facteurs de production seront au niveau optimal et le degré de trouble au minimum. Le rendement maximal est alors déterminé seulement par le potentiel génétique de la plante cultivée. Toutefois, en général, il ne serait pas rentable de modifier tous les facteurs influençables dont dépend la croissance des plantes et des rendements inférieurs au maximum sont préférables du point de vue économique, comme nous le montrerons dans la section suivante.

L'emploi des engrais chimiques peut être rentable quand le niveau des éléments nutritifs disponibles dans le sol est inférieur à celui nécessaire pour un rendement économiquement optimal. La réponse à une dose donnée d'engrais dépend dans une large mesure de la quantité et de la nature des éléments nutritifs résiduels présents dans le sol au moment de l'application. La figure 5 montre un cas typique où il y a une grande différence entre deux sols quant à la quantité de phosphore initialement disponible.

La réponse à l'application d'engrais dépend aussi de la nature de celui-ci et des apports d'autres facteurs influençant le processus de production. C'est ce que montre la figure 6, qui indique l'effet, sur une récolte de haricots de quantités croissantes de phosphore provenant de trois sources différentes. La principale différence entre les sources est la solubilité des composés phosphatés : le phosphate du superphosphate triple est le plus soluble et fournit la plus grande quantité de phosphore disponible; dans les deux phosphates naturels, le phosphate est moins soluble et, à quantité de phosphore égale, les rendements sont moins élevés qu'avec le superphosphate triple.

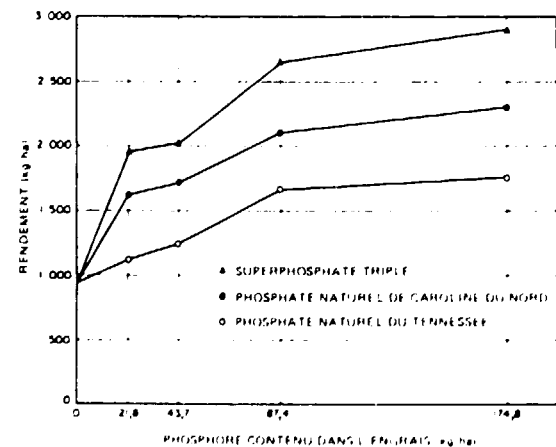
Il faut aussi tenir compte de la méthode d'application. Une fois l'engrais appliqué et incorporé au sol, les éléments nutritifs qu'il contient commencent à se solubiliser; ils peuvent alors être absorbés par les plantes, mais peuvent aussi être rendus indisponibles à cause de processus secondaires tels que percolation en profon-

Figure 5. Réponse moyenne du rendement en blé à un engrais phosphaté sur neuf sols à teneur faible ou moyenne en phosphore disponible et sur quatre sols à teneur élevée



Source: Sing, B. R., I. Sing, et B. P. Sing, 1973, "Response of Dwarf Wheat (Triticum aestivum L.) to Graded Doses of P and K on Soils of Different Available P Status", *Journal of Agricultural Science*, no 251:253

Figure 6. Réponse d'une culture de haricots à des engrais phosphatés, suivant le degré de solubilité du phosphore



Source: Larry Hammond, communication personnelle

deur, volatilisation et fixation sous des formes insolubles. L'importance relative de chacun de ces trois processus n'est pas la même pour tous les sols ni pour tous les engrais; la prédominance de l'un ou de l'autre dépendra essentiellement des caractéristiques spécifiques du sol, des températures de l'eau et du sol dans le profil du sol, de la source d'engrais et de la nature de la plante cultivée.

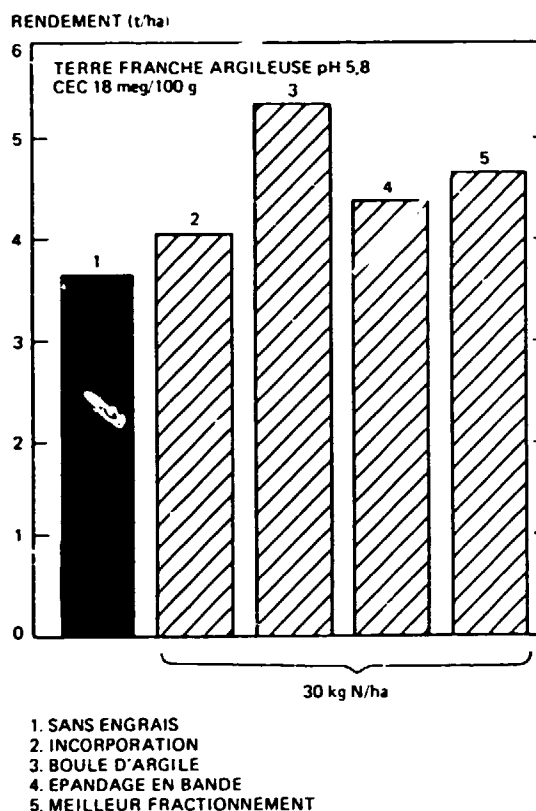
Le degré d'absorption de l'engrais par les plantes dépend beaucoup du degré de contact physique entre le sol et les particules d'engrais, ainsi que de la position de celles-ci par rapport aux racines. On peut influencer l'un et l'autre dans une certaine mesure, en faisant varier la forme sous laquelle l'engrais est appliqué. Des recherches étendues ont eu pour but de déterminer le mode d'application assurant l'utilisation maximale des éléments nutritifs par les plantes pour différents engrais utilisés, suivant les récoltes, les sols, les climats et les modes de gestion. La figure 7 montre l'effet moyen de quatre méthodes différentes d'application d'engrais azoté à du riz pluvial cultivé en 1974, pendant la saison des pluies, par des fermiers philippins. L'accroissement maximal par rapport à l'absence d'engrais est obtenu par la méthode de la "boule d'argile", qui consiste à enfermer l'engrais dans une boule d'argile que l'on laisse sécher et que l'on place ensuite dans la zone réduite du profil du sol, ce qui réduit les pertes d'azote par volatilisation et percolation en profondeur et assure une fourniture régulière d'azote aux racines pendant la croissance. Il n'en est pas de même quand l'engrais est incorporé, c'est-à-dire complètement mélangé avec le sol. Le contact étroit entre le sol, l'eau et l'engrais dans la partie supérieure du profil provoque d'importantes pertes d'azote et le rendement n'est que peu supérieure à ce qu'il est en l'absence d'engrais. Les deux autres traitements correspondent à des situations intermédiaires.

5. Influence de la variété cultivée et des pratiques culturales

Les recherches des agronomes ont montré que l'influence des engrais sur le rendement ne dépend pas seulement de l'espèce cultivée, mais aussi de la variété. Une variété représente une combinaison spécifique de potentiels génériques par rapport aux caractéristiques morphologiques et physiologiques de la plante. Certaines de ces caractéristiques morphologiques, telles que, dans le cas du riz, la longueur et la solidité de la tige, se sont révélées extrêmement importantes quant à la réponse des différentes variétés aux engrais azotés.

Les variétés à tige longue et faible ne peuvent supporter le poids des grains supplémentaires

Figure 7. Rendement relatif en grains de riz pluvial IR26, sans engrais azoté et avec 30 kg/ha d'azote sous forme d'urée, avec différentes méthodes d'application. Farmer's Field Malayantoc, Nueva Ecija (Philippines), saison des pluies de 1974

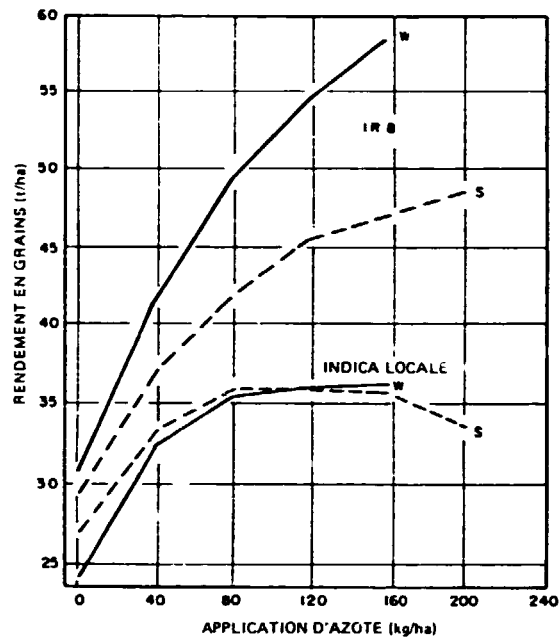


Source : The International Rice Research Institute, 1974. The IRRI Annual Report for 1974, Los Banos, Laguna (Philippines), P.O. Box 933, Manila, p. 167.

aux engrais azotés, elles versent. Les variétés à tige courte résistent à la verse et peuvent donc fournir de meilleurs rendements après application d'engrais azotés. Les différences physiologiques entre variétés pourraient aussi expliquer les différences de réponse pour les mêmes taux d'application d'engrais. La figure 8 montre les différences de réponse moyenne, en trois ans, de deux variétés de riz : la variété à tige courte et rigide IR-8 et la variété à tige longue Indica. La variété IR-8, l'une des premières variétés à haut rendement obtenues par l'International Rice Research Institute (IRRI) aux Philippines, s'est montrée supérieure à la variété locale Indica pour tous les taux d'application d'engrais azotés.

La figure 9 montre aussi l'influence de la date de semis ou de repiquage qui est un important facteur de la réponse à l'engrais. Alors que la réponse de la variété locale à l'azote est la même pour toutes les saisons, celle de la variété IR-8 est beaucoup plus forte en hiver, parce que les variétés à haut rendement, comme IR-8, ont des feuilles plus courtes et plus voisines de la verticale que la

Figure 8. Réponses comparées de deux variétés de riz, IR-8 et INDICA (locale) à des taux croissants d'azote (moyenne de trois étés (S) et de trois hivers (W))



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

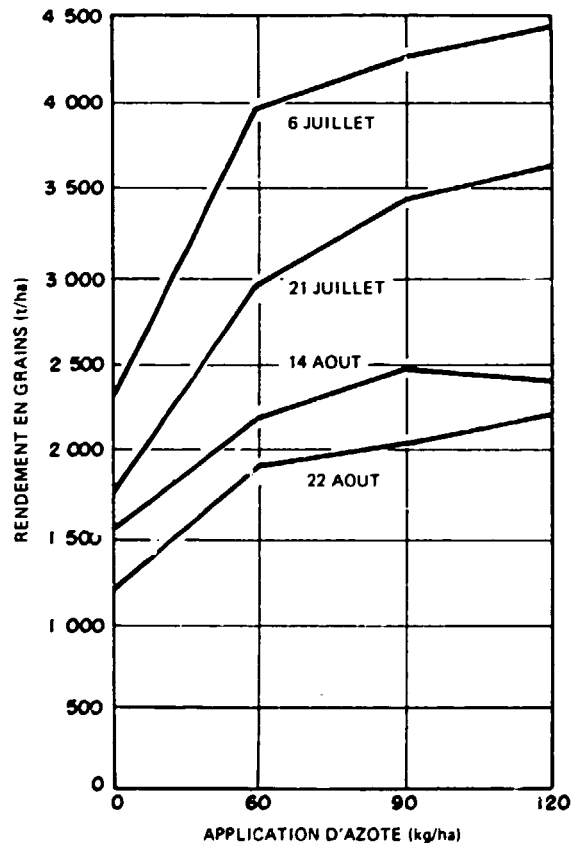
variété traditionnelle à longues feuilles pendantes. Il en résulte que la lumière pénètre profondément dans le feuillage, de sorte que les feuilles les plus basses reçoivent quand même assez de lumière pour produire par photosynthèse les glucides nécessaires à la croissance. Sous les tropiques, le rayonnement solaire est normalement plus élevé en hiver qu'en été, parce que le ciel est plus rarement couvert. Les variétés qui peuvent profiter de ce phénomène répondent mieux aux engrais. Même dans une saison donnée, la date du semis ou du repiquage a une influence appréciable sur la réponse de nombreuses plantes aux engrais. Semer ou repiquer tôt permet aux plantes de profiter pleinement de conditions favorables et d'arriver à un développement complet de la couverture végétale avant l'entrée dans la phase de reproduction et de formation de graines. Cette différence est importante, car un développement végétatif complet implique que la plante acquiert une capacité de photosynthèse maximale par rapport aux autres facteurs de production; cette capacité de photosynthèse est l'un des principaux facteurs du rendement final. La figure 9 montre l'effet moyen d'application d'azote pour six variétés à quatre dates différentes. Un semis tardif devrait entraîner un développement végétatif incomplet, puisque les facteurs climatiques accélèrent le passage aux stades de reproduction, pour assurer

la formation de graines avant que la période de croissance ne soit terminée, d'où une moindre capacité de photosynthèse et un moindre rendement.

6. Disponibilité en eau et réponse aux engrais

L'eau est indispensable à la croissance des plantes; elle est absorbée dans le sol par les racines. L'eau contenue dans le sol vient surtout des pluies ou de l'irrigation, mais son comportement dans le profil du sol est à peu près indépendant de la source. Pendant une forte pluie, tous les pores du sol se remplissent d'eau; on dit qu'il est saturé. Après la pluie, une partie de l'eau passe dans le sous-sol, sous l'influence de la gravité. L'eau qui reste ensuite dans le sol correspond à l'état de capacité de rétention d'eau du champ et représente la principale source d'eau pour la croissance des plantes, mais cette eau n'est

Figure 9. Influence du niveau d'azote sur le rendement en grains (moyenne de six variétés) de riz de collines pour quatre dates de semis, IRRI, saison des pluies de 1969



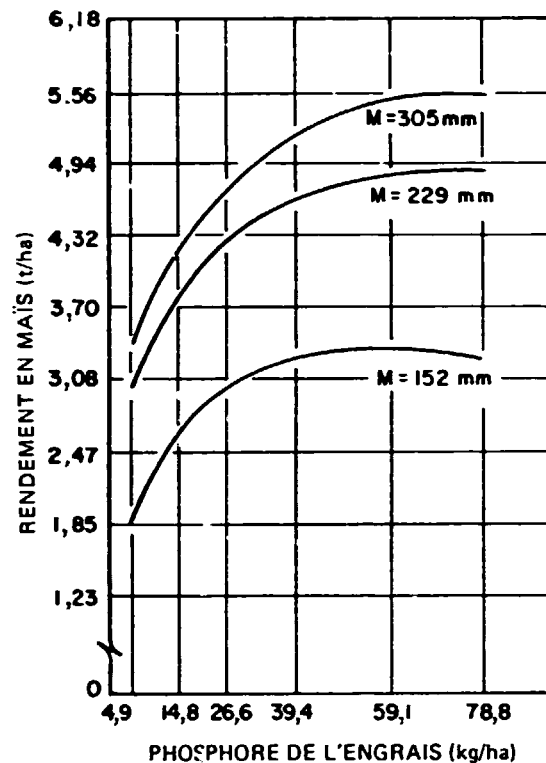
Source: Jana, R. K., et S. K. De Datta 1972 "Effects of Solar Energy and Soil Moisture Tension on Nitrogen Response of Upland Rice", dans *International Symposium on Soil Fertility Evaluation Proceedings*, Kanwar, J. S., et al., eds., New Delhi (Inde), Indian Society of Soil Science, 1487-497.

pas entièrement disponible pour elles. A mesure que les racines des plantes absorbent l'eau, celle qui reste est absorbée par les particules du sol jusqu'au point où les racines ne peuvent plus en extraire davantage: c'est ce qu'on appelle le point de flétrissement permanent, parce que, à ce niveau d'humidité, les plantes se flétrissent et meurent: elles ne peuvent plus récupérer, même transférées dans un environnement saturé d'eau. Les forces retenant l'eau dans le sol entre les deux limites de la capacité de rétention d'eau du champ et du point de flétrissement permanent n'augmentent pas de façon linéaire: elles augmentent de plus en plus vite à mesure que la quantité d'eau disponible diminue. Leur taux d'accroissement est caractéristique de chaque type de sol: il dépend surtout de la texture de ce dernier.

Les plantes réagissent au manque d'humidité dans le sol en réduisant la perte d'eau par les feuilles vers l'atmosphère: cette réaction est obtenue par une activation automatique des mécanismes dont dépend l'ouverture des stomates, qui sont les ouvertures de la paroi des feuilles, des tiges et des autres tissus où se produit la photosynthèse, par lesquelles la plante dégage de la vapeur d'eau dans l'atmosphère, mais ce sont aussi les principaux moyens utilisés par les plantes pour absorber le CO_2 utilisé comme matière première pour la production, par photosynthèse, de composés organiques, pour absorber l'oxygène pendant le processus de respiration et pour rejeter dans l'atmosphère les gaz produits pendant la photosynthèse et la respiration. Il en résulte que, chaque fois qu'une plante ferme ses stomates pour réduire la perte de vapeur d'eau, les échanges des autres gaz sont aussi ralentis. En particulier, la fourniture aux organes de la photosynthèse du CO_2 provenant de l'atmosphère est réduite ou supprimée, suivant le degré de manque d'eau, et il en est de même de la production par la plante de nouveaux composés organiques. La réaction physiologique globale réduit le rendement final, dans une proportion qui dépend de la gravité du manque d'eau, de sa durée et du stade de développement de la plante.

Le manque d'humidité dans le sol joue un rôle essentiel pour réduire la réponse prévue lorsqu'on applique un engrais commercial pour fournir plus d'éléments nutritifs aux plantes. La figure 10 montre une interaction typique entre la quantité d'eau et la quantité d'engrais reçues dans le cas du phosphore. Ces données ont été obtenues sur le même sol au cours de plusieurs années; il n'y avait donc aucune interaction entre le type de sol et le degré d'humidité. Cependant, lorsqu'on étudie l'influence de la quantité d'eau disponible sur la réponse à un engrais, pour plusieurs types de sol, il peut y avoir une médiocre corrélation entre la quantité d'eau et le rendement, ce qui est dû à ce que le mouvement et le stockage de

Figure 10. Réponse du maïs à des applications de phosphore pour trois hauteurs de pluie en juin-juillet (M) à Greenville (Kentucky)



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

l'humidité dans le sol varie d'un type de sol à un autre. De plus, la demande atmosphérique d'eau peut dépendre de l'emplacement. On a donc établi des indices complexes de la quantité d'eau à fournir, mais leur exposé sortirait du cadre du présent manuel.

B. Economie de l'emploi des engrais

1. Aspect économique de la production

Dans le cas des engrais, les éléments fondamentaux de l'économie de la production sont les relations physiques résumées ci-dessus, les prix des apports et de la production, l'influence du temps et l'attitude des différents cultivateurs quant aux décisions à prendre. Pour déterminer les taux optimaux de fertilisation, on peut employer plusieurs méthodes, qui sont résumées ci-dessous, mais qui sont toutes liées aux fonctions de réponse à l'engrais; nous exposons donc d'abord cette notion.

Comme la plupart des autres relations physiques ou économiques, une fonction de réponse est nécessairement une abstraction par rapport à la réalité. Si l'on y faisait figurer toutes les variables qui influencent logiquement les rendements, on arriverait à une fonction d'une complication impossible. Normalement, on ne considère comme apports variables que les quantités d'engrais appliquées, auxquelles on ajoute éventuellement des variables supplémentaires pour aider à isoler l'effet des niveaux initiaux d'éléments nutritifs (analyses du sol) et de l'eau fournie pendant la saison de croissance (irrigation ou pluies, convenablement définie). La représentation générale pourrait donc être :

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

où

Y = rendement de la récolte;

(X_1, \dots, X_n) = apports inclus dans la fonction de réponse comme ayant une influence importante sur la production;

(X_{n+1}, \dots, X_n) = apports fixes et les autres variables concernant les apports que l'on considère comme sans importance.

Ces derniers facteurs sont en général négligés et la fonction s'écrit d'ordinaire :

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

Dans une formule complète, il y a normalement des stades de rendement croissants, décroissants et négatifs de l'engrais, correspondant respectivement à des accroissements de la production plus que proportionnels à la quantité d'apports, moins que proportionnels et négatifs. Le premier et le dernier stade des fonctions de réponse correspondent à des conditions de production non rentables, quelles que soient les relations entre prix [21]. En pratique, les quantités d'éléments nutritifs résiduels présentes dans le sol sont souvent assez élevées pour que le stade des rendements décroissants de l'engrais soit rarement atteint (excepté lors d'expériences de culture dans du sable ou de culture hydroponique, où ce niveau résiduel peut être nul).

Les niveaux des facteurs fixes varient aussi entre cultures expérimentales, entre exploitations et entre régions. Par exemple, quand, aux États-Unis, les prix des engrais phosphatés étaient bas, les cultivateurs en ont appliqué de grandes quantités à des sols calcaires pour créer une "banque d'engrais", ce qui constitua pratiquement un apport fixe stocké dans le sol. Dans ces conditions, les réponses aux engrais azotés étaient bien plus élevées que pour des sols contenant peu de phosphore. Le drainage des sols qui sont mal

drainés naturellement élèverait aussi la fonction de réponse pour chaque niveau d'application d'apport variable. Si l'on désire avoir une fonction de réponse estimée partant de l'origine des abscisses et des ordonnées, on peut, pour toutes les observations, soustraire du niveau moyen les différentes estimations du rendement. La plupart des formes mathématiques courantes de la relation de réponse décrites ci-dessus, telles que la moyenne quadratique et la fonction de Mitscherlich, ne représentent que le second ou le deuxième et le troisième stades de la fonction de réponse. L'information de base fournie par la fonction de réponse est l'accroissement de la production que peuvent donner des quantités accrues d'engrais pour chaque quantité de celui-ci. Cette information, ou une idée grossière de la fonction de réponse, est essentielle pour chacune des trois méthodes de calcul des niveaux optimaux d'application d'engrais, que nous allons maintenant résumer :

Méthode du budget partiel

Dans cette méthode, on cherche à obtenir une relation simple coût-rendement entre la production totale de la ferme (ou de toute autre entreprise) et la variation d'un seul des apports. Par exemple, un riziculteur asiatique applique habituellement 60 kg d'azote par hectare sur ses deux hectares de rizière et le rendement moyen est supposé de 3,0 tonnes par hectare. D'après son expérience et celle de ses voisins, il calcule qu'un sac supplémentaire d'urée, de 50 kg, donnera en moyenne 200 kg de paddy (rizon) de plus; ce chiffre correspond à l'estimation, faite par le cultivateur, de la pente de la courbe de réponse au voisinage du niveau de production de 3 t/ha. Le budget partiel, donnant les coûts et les rendements liés à ce sac supplémentaire d'urée, serait le suivant, si on admet que les coûts d'application de la quantité supplémentaire d'engrais sont négligeables :

Le coût d'un sac d'urée de 50 kg, à 46 ¢ d'azote, livré à la ferme, serait de 10 dollars.

Les 200 kg de paddy, payés 80 dollars/t à la ferme, rapporteraient 16 dollars; le rendement net du sac d'urée serait donc $16 - 10 = 6$ dollars et le rendement par dollar dépense serait $6/10 = 60\%$.

On pourrait calculer aussi le budget en termes d'azote. 1 kg d'azote de l'urée coûte 0,435 dollar et fournit 8,7 kg de paddy valant 0,696 dollar. Le rendement net par kg d'azote appliqué est de 0,261 dollar/kg (ou 0,261 dollar/kg \times 23 kg pour un sac de 50 kg d'urée = 6 dollars par sac). Le rendement par kg d'azote appliqué est $0,261/0,435 = 60\%$. Les cultivateurs emploient d'ordinaire la première méthode, fondée sur la quantité d'engrais appliqué, tandis que les ex-

périences se font d'après la seconde méthode, fondée sur la quantité d'élément nutritif.

Dans cet exemple, le cultivateur peut tirer un bénéfice net de l'application d'un sac supplémentaire d'urée. Si son capital est limité, le rendement ainsi obtenu doit être comparé aux rendements que le cultivateur estime pouvoir obtenir par d'autres utilisations de ses fonds ou au coût de l'emprunt d'un capital supplémentaire pour l'achat d'engrais. Cependant, cet exemple simple permet de mettre en relief les éléments clés de la décision : les coûts, les prix et la productivité physique de l'engrais.

Méthode de la fonction de réponse

Dans cette méthode, on cherche à déterminer plus exactement la quantité d'engrais à appliquer pour porter au maximum le profit net (Π) obtenu grâce à l'apport d'engrais.

Si l'on écrit, comme précédemment :

$$\begin{aligned} X_1 &= \text{quantité d'azote appliquée par hectare,} \\ Y &= \text{production par hectare,} \end{aligned}$$

la fonction de profit est

$$\Pi = p_1 Y - p_2 X_1$$

où

p_1 = prix du paddy;

p_2 = prix de l'azote plus le coût de la récolte de la quantité supplémentaire de paddy.

Si le cultivateur n'est pas limité par le manque de fonds pour l'achat d'azote, il en appliquera une quantité telle que le rendement supplémentaire soit exactement égal au coût supplémentaire; en d'autres termes, la valeur marginale du produit est égale à son coût marginal :

$$\frac{\Delta Y}{\Delta X_1} p_1 = p_2$$

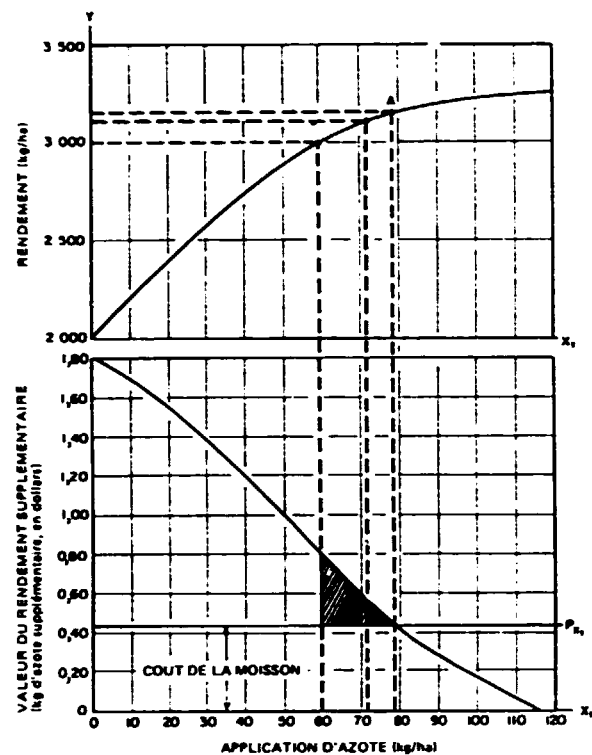
On peut aussi écrire cette condition sous forme du rapport des prix respectifs de l'apport et de la production.

$$\frac{\Delta Y}{\Delta X_1} = \frac{p_2}{p_1}$$

Cette condition fournit la quantité d'azote à appliquer pour un profit maximal. La solution graphique est indiquée par la figure 11 montrant la fonction de réponse ainsi que la valeur marginale du produit, obtenue en multipliant la pente de la courbe de réponse par le prix du paddy (0,08 dollar/kg). La figure donne aussi un exemple de budget partiel, où le taux originel d'application est de 60 kg N/ha et une quantité supplémentaire de 11,5 kg/ha donne un rendement supplémentaire de 100 kg/ha.

En l'absence de risque et avec une connaissance parfaite de la situation, la fonction de

Figure 11. Relations entre la réponse et le profit



réponse conduirait le cultivateur à produire jusqu'au point A en appliquant environ 78 kg d'azote par hectare. En ce point, 1 kg supplémentaire d'azote produit environ 5,4 kg de paddy supplémentaire, dont la valeur est de 0,435 dollar, somme exactement égale au coût net de l'engrais supplémentaire appliqué.

La figure 11 montre aussi la différence entre les deux méthodes. Dans l'exemple de budget partiel, on ne considérerait qu'une partie de la courbe de réponse (entre 3 000 et 3 100 kg/ha) et on envisagerait d'appliquer soit 60, soit 71,5 kg d'azote par hectare. On constatait qu'il était rentable d'appliquer les 11,5 kg d'azote supplémentaires (trapèze hachuré dans le diagramme inférieur) et qu'on pourrait obtenir un bénéfice plus élevé en appliquant encore plus d'engrais (le bénéfice net était positif), en supposant que l'achat d'engrais n'était pas limité par le manque de fonds. De nouveaux budgets partiels auraient été nécessaires pour trouver le point A, donnant le bénéfice supplémentaire indiqué par le triangle doublement hachuré.

Dans la méthode de la fonction de réponse, l'influence d'autres facteurs, tels que la densité des plantes, les niveaux de phosphore et de potassium ou la quantité d'eau d'irrigation, exige que l'on égale simultanément les valeurs marginales de chacune de ces variables à leur prix respectif. De plus, si le capital disponible pour l'achat d'engrais

est limité, il peut ne pas être possible d'en acheter assez pour atteindre le point A de la figure 11. La méthode du budget partiel fournissait un rendement de 60 % pour l'achat du sac supplémentaire d'urée, qu'il fallait comparer avec les rendements possibles d'autres utilisations de l'argent; il en est de même lorsqu'on emploie la méthode de la fonction de réponse [22].

Une troisième méthode emploie la programmation mathématique. Cette technique est d'ordinaire appliquée à la planification d'ensemble d'une exploitation agricole, où figurent souvent la fumure et le choix des récoltes. Ces modèles ne servent pas en général à déterminer le taux optimal d'application d'engrais (bien qu'on puisse diviser les courbes de réponse en petits segments de droite, ce qui permet une solution approximative analogue à celle indiquée ci-dessus). On part d'ordinaire d'une estimation du taux optimal d'application que l'on fait figurer dans le budget d'activité de chaque mode d'exploitation.

Revenons à l'exemple précédent : le cultivateur peut vouloir envisager plusieurs moyens possibles d'utiliser ses deux hectares. Dans ce cas, il établirait des budgets pour les diverses possibilités et déterminerait les ressources nécessaires dans chaque cas. Pour le paddy, l'un des postes du budget serait l'achat d'engrais azoté, au niveau optimal d'environ 78 kg/ha. Il en serait de même pour les autres hypothèses utilisant des engrais. On choisirait alors le plan optimal, compte tenu des diverses contraintes concernant les ressources. L'objectif peut être le profit maximal, mais on peut aussi tenir compte des préférences du cultivateur et de ses attitudes à l'égard de choix entraînant des risques.

2. Quelques autres questions

Dans l'évaluation générale d'un grand nombre d'engrais utilisés pour des plantes et des milieux de production très variés, il faut considérer un certain nombre de points; nous parlons brièvement de quelques-uns.

Risques et incertitudes

Ces facteurs ont déjà été cités plus haut et ils prennent d'autant plus d'importance que le cultivateur a moins de contrôle sur le milieu de production dans lequel l'engrais est appliqué et sur les prix de vente de la production. Dans l'exemple de budget partiel, le rendement de l'engrais de 60 % pouvait être considéré comme moyen, mais le risque qu'entraîne l'achat d'une quantité supplémentaire d'azote peut être si élevé que le cultivateur estime le rendement trop faible pour le justifier. Quand il planifie l'utilisation d'engrais pour la campagne à venir, il doit envisager simultanément la répartition possible

des prix de tous les apports, y compris l'engrais, des prix des produits et des rendements. D'après son évaluation subjective des résultats possibles et des risques liés à chacun d'eux, il prend la décision qu'il estime la meilleure. Il existe de nombreuses références sur les méthodes qui ont été mises au point pour traiter ces aspects de choix à risques [23, 24].

Temps

Il faut tenir compte du temps quand l'influence de l'engrais s'étend sur plusieurs campagnes et/ou quand la plante est à longue période. Il faut aussi tenir compte lorsqu'on compare une fumure de fond à une application fractionnée. Dans ce cas, il faut adopter un taux d'actualisation pour pouvoir comparer les différentes hypothèses à un même moment. Ces procédés ont été très utilisés dans l'étude de l'emploi des engrais; des perfectionnements récents permettent de tenir compte des récoltes secondaires, telles que le regain, et des effets de report sur les cultures suivantes [25, 26, 27].

Engrais composés

Les résultats des expériences fournissent des fonctions de réponse continues pour les éléments nutritifs. L'étude de ces fonctions fournit un niveau économiquement optimal pour chaque élément nutritif; les rapports de ces fonctions ne correspondent pas en général aux rapports N:P:K des divers engrais composés disponibles sur le marché. Colwell fournit la méthode permettant de choisir le meilleur engrais composé disponible d'après les estimations des fonctions de réponse au niveau de la ferme [28].

3. Aspects de la politique concernant les engrais

Les micro-aspects de l'utilisation des engrais dans les différentes exploitations représentent le résultat final en termes de production agricole accrue, mais il existe aussi un ensemble complexe de facteurs liés entre eux dont dépend la rentabilité des décisions prises à ce sujet dans chaque exploitation. Les politiques gouvernementales influencent surtout le cultivateur dans deux domaines : d'une part, les rapports de prix entre les engrais et les produits agricoles, d'autre part, les investissements dans l'infrastructure agricole qui modifient les réponses fournies par les engrais ainsi que la variabilité de ces réponses d'une campagne à l'autre.

Parmi les facteurs qui ont une influence directe ou indirecte sur le prix des engrais livrés à la ferme, on peut citer :

1. Politique de production d'engrais qui détermine leur disponibilité à l'échelon local et leur prix relatif par rapport aux produits importés.

2. Subventions directes qui réduisent le prix des engrais pour les cultivateurs.
3. Mesures en matière de devises qui influencent les prix à l'importation d'engrais, de produits intermédiaires ou de matières premières.
4. Degré de la protection fournie aux fabricants nationaux d'engrais ou aux producteurs nationaux de matières premières, et degré auquel la hausse des coûts peut être répercutée sur les consommateurs.
5. Structure du marché de la production et de la commercialisation des engrais, qui influence le degré auquel les prix correspondent aux coûts réels de production et de commercialisation.
6. Systèmes de crédit permettant aux cultivateurs d'acheter rapidement la quantité nécessaire d'engrais et de ne pas payer des intérêts supérieurs aux taux commerciaux normaux.
7. Subventions ou taxes sur la distribution des engrais qui modifient leurs prix rendus à la ferme.

Des membres du personnel de la FAO et de l'IFDC ont discuté un grand nombre de ces questions, ainsi que d'autres concernant la politique en matière d'engrais et leurs conséquences pour les pays en développement [29, 30, 31, 32]. L'un des principaux problèmes qui se posent aux décideurs voulant développer l'emploi des engrais est le choix entre la subvention directe et le soutien des prix des produits agricoles, qui sont deux moyens de réduire le prix réel des engrais.

On ne dispose que de peu de résultats d'observation et ils ne sont pas concluants, mais l'avis général est que des mesures de soutien des prix influencent le plus souvent davantage l'utilisation des engrais au niveau de la ferme que des mesures touchant le prix de ceux-ci; les pays ne doivent pas considérer les subventions comme une panacée pour accroître la production de denrées alimentaires [33]. La stabilité des prix à la production a aussi une grande influence sur l'emploi des engrais et il en est de même des innovations concernant les engrais en tant qu'éléments d'un ensemble d'apports.

Le mode de possession des terres peut aussi avoir une grande influence sur l'emploi des engrais, au niveau de la ferme, en cas de métayage. Souvent, le métayer paie la totalité de l'engrais, mais ne reçoit qu'une partie de la production; il en résulte que, du point de vue national, l'utilisation des engrais est inférieure au niveau optimal.

Un bon exemple de l'influence de ces facteurs sur le niveau optimal de l'emploi d'engrais à la ferme est donné par Mudahar, qui a utilisé une fonction de réponse pour l'application d'azote au riz à Orissa (Inde) estimée par Herdt et Mellor [34, 35]. Cette fonction était $Y = 1,091 + 1,8N - 0,2077N^2$ où Y = rendement en paddy par acre et N = livres d'azote appliquées par acre. On suppose la recherche du profit maximal. Dans le calcul des taux optimaux d'azote par acre, on introduit divers facteurs. Le tableau 5 résume ces résultats et montre comment

TABLEAU 5. ANALYSE ECONOMIQUE DE LA FONCTION DE REPONSE DES ENGRAIS POUR LE RIZ DANS DIVERSES HYPOTHESES ET DIVERS MODES DE FONCTIONNEMENT^a

Cas	Hypothèse sur le fonctionnement	Variables économiques							r %
		P_N c	P_R c	N lb	Y lb	ΔY lb	MP lb	AP lb	
I	Normal	16,40	2,84	38,60	2 433,0	532,0	5,77	13,78	138,0
II	I et coûts liés	19,60	2,84	35,86	2 415,6	514,6	6,90	14,35	107,9
III	II et coût du crédit	22,80	2,84	33,14	2 395,3	494,3	8,03	14,92	86,0
IV	III et 20 % de réduction pour le risque concernant le rendement	22,80	2,84	28,30	2 261,4	360,4	8,03	12,74	58,6
V	IV et 10 % de réduction pour le risque concernant le prix du riz	22,80	2,556	25,63	2 238,8	337,8	8,92	13,18	47,8
VI	V et 10 % de subvention sur le prix de l'engrais	21,16	2,556	27,57	2 255,5	354,5	8,28	12,86	55,3
VII	IV et 10 % de subvention sur le prix de l'engrais	21,16	2,84	30,07	2 275,1	374,1	7,45	12,44	67,0
VIII	IV et 10 % de subvention sur le prix du riz	22,80	3,124	30,52	2 278,5	377,5	7,30	12,37	69,5
IX	III et redevance de métayage à 50 % du produit	22,80	2,84	13,80	2 031,6	130,5	9,03	9,57	17,9
X	III et 10 % de réduction pour le risque sur le prix du riz plus la redevance de métayage à 50 % du produit	22,80	2,556	9,50	1 955,2	94,2	8,92	9,91	11,1
XI	IV et redevance de métayage à 50 % du produit	22,80	2,84	4,15	1 935,8	34,8	8,03	8,38	4,3

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

^a P_N = prix de l'azote, P_R = prix du riz, N = azote appliqué par acre, Y = rendement par acre, ΔY = augmentation du rendement due à la fumure, MP = produit marginal, AP = produit moyen, r = rendement par dollar investi en azote.

un rendement de l'engrais qui pourrait être fort rentable devient marginal lorsqu'on tient compte explicitement de tous les facteurs dont dépendent les coûts et les rendements. Une politique gouvernementale tendant à accroître l'utilisation efficace des engrais ne doit pas être axée seulement sur l'augmentation de la fourniture des apports qui améliorent les réponses; elle ne doit pas négliger les facteurs du tableau 5 qui agissent en sens inverse.

Comme il a été dit plus haut, la fourniture des apports permettant d'obtenir la réponse maximale d'une quantité donnée d'engrais est essentielle pour développer l'utilisation rentable

de ceux-ci. La politique des pouvoirs publics joue un rôle fondamental par la fourniture de biens tels que grands réseaux d'irrigation et de drainage, moyens de transport, services de recherche et de vulgarisation agricoles. La meilleure façon d'organiser et de financer ces biens publics a attiré beaucoup l'attention à la suite de rapports sur les rendements très élevés d'une recherche agronomique financée par les pouvoirs publics [36]. Le principal problème est de concevoir des systèmes permettant aux engrais de fournir leur contribution maximale de façon à assurer aux pays en développement les accroissements de production agricole qu'ils ont déjà fournis aux pays développés.

Références

1. Braidwood, R. J. 1960. "The Agricultural Revolution", *Scientific American*, 203:130-134.
2. Brown, L. R. 1970. "Human Food Production as a Process in the Biosphere", *Scientific American*, 223:160-170.
3. Hayami, Y., and V. W. Ruttan. 1971. *Agricultural Development: An International Perspective*, Johns Hopkins Press, Baltimore, Maryland.
4. Ruthenberg, H. 1971. *Farming Systems in the Tropics*, Clarendon Press, Oxford, England.
5. Boserup, E. 1966. *The Conditions of Agricultural Growth*, George Allen and Unwin, London, England.
6. Thomas, W. L. (ed). 1956. *Man's Role in Changing the Face of the Earth*, Aldine, Chicago, Illinois.
7. Mingay, G. E. 1963. "The Agricultural Revolution in English History: A Reconsideration", *Agricultural History*, 37:123-133.
8. Pinstrup-Andersen, Per. 1976. "Preliminary Estimates of the Contribution of Fertilizer to Cereal Production in Developing Market Economies", *The Journal of Economics*, 2:169-172.
9. Herdt, R. W. and R. Barker. 1975. "Possible Effects of Fertilizer Shortages on Rice Production in Asian Countries", in *Impact of Fertilizer Shortage: Focus on Asia*, pp. 205-240. Asian Productivity Organization, Tokyo.
10. Ewell, R. 1976. "Fertilizer Use and Food Production". Unpublished paper prepared for UNIDO.
11. Christensen, R., W. Hendrix, and R. Stevens. 1964. *How the United States Improved its Agriculture*, USDA, ERS Foreign Agricultural Economic Report No. 76, Washington, D.C.
12. Council for Agricultural Science and Technology. 1974. *The U.S. Fertilizer Situation and Outlook*, Iowa State University Press, Ames, Iowa.
13. Shaw, I. H., and D. D. Durost. 1965. *The Effect of Weather and Technology on Corn Yields in the Corn Belt, 1929-62*, Agricultural Economics Report No. 80, USDA, Washington, D.C.
14. Auer, L., and E. O. Heady. 1967. "The Contribution of Weather and Yield Technology to Changes in U.S. Corn Production, 1939 to 1961", in *Weather and Our Food Supply*, CAED Report 20, Center for Agricultural and Economic Development, Iowa State University, Ames, Iowa.
15. Auer, L., E. O. Heady, and F. Conklin. 1966. "Influence of Crop Technology on Yields", *Iowa Farm Science*, 20:13-16.
16. Perrin, R. K., and E. O. Heady. 1975. *Relative Contributions of Major Technological Factors and Moisture Stress to Increased Grain Yields in the Midwest, 1930-1971*, CARD Report 55, Center for Agricultural and Rural Development, Iowa State University, Ames, Iowa.
17. Free, W. L., B. J. Bond, and J. L. Nevins. 1976. "Changing Patterns in Agriculture and Their Effect on Fertilizer Use", *TVA Fertilizer Conference*, July 27-28, TVA Bulletin Y-106, Tennessee Valley Authority, Muscle Shoals, Alabama.
18. Evenson, R. E. 1974. "The 'Green Revolution' in Recent Development Experience", Yale University, (mimeo), New Haven, Connecticut.
19. Schultz, T. W. 1964. *Transforming Traditional Agriculture*, Yale University Press, New Haven, Connecticut.
20. Buckman, H. D., and N. C. Brady. 1969. *The Nature and Properties of Soils*, Macmillan Co., New York, New York.
21. Heady, E. O. 1952. *Economics of Agricultural Production and Resource Use*, Prentice-Hall, Englewood Cliffs, New Jersey.
22. Anderson, J. R. 1967. "Economic Interpretation of Fertilizer Response Data", *Review of Marketing and Agricultural Economics*, 35:43-57.
23. Anderson, J. R., J. L. Dillon, and J. B. Hardaker. 1977. *Agricultural Decision Analysis*, Iowa State University Press, Ames, Iowa.
24. Rae, A. N. 1977. *Crop Management Economics*, St. Martin's Press, New York, New York.

25. Bowden, J. W., and D. Bennett. 1974. "The Decide Model for Predicting Superphosphate Requirements", in *Phosphate in Agriculture*. Australian Institute of Agricultural Science, Victorian Branch, Melbourne, Victoria.
26. Kennedy, J. O. S., I. F. Whan, R. Jackson and J. L. Dillon. 1973. "Optimal Fertilizer Carryover and Crop Recycling Policies for a Tropical Grain Crop", *Australian Journal of Agricultural Economics*, 17:104-113.
27. Stauber, M. S., O. R. Burt, and F. Linse. 1975. "An Economic Evaluation of Nitrogenous Fertilization of Grasses when Carry-Over is Significant", *American Journal of Agricultural Economics*, 57:463-471.
28. Colwell, J. D. 1973. "Assessments of the Relative Values of Compound Nitrogen-Phosphorous Fertilizers for Wheat Production", *Australian Journal of Agricultural Economics*, 57:463-471.
29. "Fertilizer Subsidies: Alternative Policies", 1976. *Proceedings of FAO/FICA Ad Hoc Working Party on the Economics of Fertilizer Use*. Rome, Italy.
30. "The Use of Direct or Fertilizer Subsidies in Developing Countries", 1978. *Proceedings of FAO/FICA Ad Hoc Working Party on the Economics of Fertilizer Use*. Rome, Italy.
31. "Suggested Fertilizer-Related Policies for Governments and International Agencies", 1977. *Technical Bulletin IFDC T-10*. International Fertilizer Development Center, Muscle Shoals, Alabama.
32. Mudahar, M. S. and P. Pinstrup-Andersen. 1977. "Fertilizer Policy Issues and Implications in Developing Countries", *FAI/IFDC Seminar Proceedings*. New Delhi, India.
33. Sidhu, S. S., and C. A. Baanante. 1978. *Farm-Level Fertilizer Demand for Mexican Wheat Varieties in the Indian Punjab*, mimeo, International Fertilizer Development Center, Muscle Shoals, Alabama.
34. Mudahar, M. S. 1978. "Needed Information and Economic Analysis for Fertilizer Policy Formulation", *Indian Journal of Agricultural Economics*, 33(3):40-67.
35. Herdt, R. W., and J. W. Mellor. 1964. "The Contrasting Response of Rice to Nitrogen: India and the United States", *Journal of Farm Economics*, 46:150-161.
36. Arndt, T. A., D. Dalrymple, and V. W. Ruttan (eds.). 1977. *Resource Allocation and Productivity in National and International Research*. University of Minnesota Press, Minneapolis, Minnesota.

IV. Définitions et concepts généraux

A. Engrais : définition générale

Au sens large, un engrais est toute matière, organique ou inorganique, naturelle ou synthétique, qui fournit aux plantes un ou plusieurs des éléments chimiques nécessaires à leur croissance normale. La liste des éléments reconnus comme nécessaires a augmenté au fil des années; il y en a maintenant 16, comme le montre le tableau I.

TABLEAU I. ELEMENTS NECESSAIRES
A LA CROISSANCE DES PLANTES

Macro-éléments	(Disponibles à partir de l'air et de l'eau)	Carbone Hydrogène Oxygène
	Eléments primaires	Azote Phosphore Potassium
	Eléments secondaires	Calcium Magnésium Soufre
Oligo-éléments		Bore Chlore Cuivre Fer Manganèse Molybdène Zinc

Les neuf premiers, nécessaires en assez grandes quantités, sont appelés macro-éléments. Le carbone, l'hydrogène, l'oxygène sont fournis par l'air et par l'eau; l'industrie des engrais n'en tient donc pas compte. Les autres se subdivisent en éléments primaires (azote, phosphore et potassium) et éléments secondaires (calcium, magnésium et soufre). Les sept derniers, appelés oligo-éléments, sont nécessaires en bien moindres quantités (voir chapitre XX).

Outre ces éléments nécessaires, énumérés ci-dessus, on a montré que certains autres, dans certaines circonstances, aident à accroître le rendement ou à améliorer la valeur des récoltes pour l'alimentation animale ou humaine; ce sont par exemple le sodium, le silicium et le cobalt.

1. Disponibilité d'un engrais

Un engrais commercial est une matière contenant un ou plusieurs des éléments nutritifs

primaires, en quantités connues, sous une forme "disponible pour les plantes", c'est-à-dire assimilable par elles. En général, un élément nutritif est absorbé par les racines ou par les feuilles sous forme d'une solution aqueuse. Les éléments nutritifs primaires forment de nombreux produits chimiques différents, de solubilité dans l'eau variable. La solubilité dans l'eau semblerait donc fournir une mesure simple et définitive de la disponibilité pour les plantes. Malheureusement, la situation est bien trop complexe pour qu'il puisse en être ainsi. Toutes les matières sont solubles, dans une certaine mesure, dans l'eau, même les plus insolubles.

On a constaté que les plantes pouvaient absorber de nombreux produits peu solubles et que, dans certains cas, ils étaient même plus efficaces que des matières facilement solubles (voir "Engrais à action lente", chapitre XXI). Cependant, certains composés sont si insolubles que leur utilité comme engrais est pratiquement nulle. En conséquence, la plupart des pays spécifient un certain degré de solubilité, dans l'eau ou dans d'autres réactifs, des éléments nutritifs contenus, ou exigent l'indication et l'approbation de la source du produit.

Par exemple, les matières organiques naturelles peuvent être acceptables d'après leur teneur totale en N, P₂O₅ et K₂O, pourvu que, comme il vient d'être dit, leur origine soit indiquée et approuvée. Les matières organiques synthétiques, si elles sont peu solubles, peuvent exiger des méthodes spéciales d'analyse, en particulier dans le cas des engrais à action lente. De même, des essais spéciaux peuvent être nécessaires pour les engrais à action lente enrobés.

Comme la plupart des engrais azotés et potassiques courants sont facilement solubles dans l'eau, on se contente d'ordinaire de cette solubilité comme preuve de la disponibilité pour les plantes; on n'applique des méthodes spéciales pour les produits moins solubles que lorsque certaines indications montrent qu'une solubilité plus faible ou régulée peut être avantageuse.

Dans le cas des engrais phosphatés, il existe de très nombreux produits, tant facilement que difficilement solubles dans l'eau, et plusieurs méthodes sont utilisées pour évaluer leur disponibilité sur le plan agronomique. En dehors de la solubilité dans l'eau, les méthodes les plus courantes

se fondent sur la solubilité du P_2O_5 dans des solutions d'acide citrique ou d'acide formique. De plus la quantité totale de P_2O_5 peut être acceptable pour certains engrais. Nous donnons ci-dessous quelques exemples des bases adoptées pour le contrôle de la qualité des engrais phosphatés.

Allemagne, République fédérale d'

Le phosphate est exprimé sous forme de la somme du P_2O_5 soluble dans l'eau et dans le citrate d'ammonium (alcalin). Pour le superphosphate, au moins 90 % de cette somme doivent être solubles dans l'eau; pour les engrais composés, ce chiffre est ramené à 30 %.

Belgique

Pour le TSP, on ne garantit que le P_2O_5 soluble dans l'eau, dont la proportion doit être au moins de 38 %.

Le phosphate naturel tendre doit contenir au moins 25 % d'anhydride phosphorique soluble dans les acides minéraux, dont la moitié au moins soluble dans l'acide formique. Sa granulométrie doit être telle que 90 % au moins passent au tamis à mailles de 0,15 mm.

Pour les engrais composés, la teneur en anhydride phosphorique peut être exprimée sous la forme de la quantité soluble dans l'eau, de la quantité soluble dans le citrate d'ammonium alcalin ou de la somme des deux. Si les scories Thomas sont la seule source de phosphate, l'anhydride phosphorique annoncé doit être la quantité soluble dans l'acide citrique.

Etats-Unis

La teneur garantie en P_2O_5 de tous les engrais se fonde sur la teneur en "available phosphoric acid" (acide phosphorique disponible) (APA), qui est la teneur en anhydride phosphorique soluble dans le citrate d'ammonium neutre, y compris l'anhydride soluble dans l'eau. Rien n'est prévu pour déterminer ou énoncer séparément la teneur en anhydride phosphorique soluble dans l'eau. La quantité totale d'anhydride phosphorique peut être indiquée, mais elle ne figure pas dans la teneur en APA garantie.

Communauté économique européenne (CEE)

La réglementation adoptée, le 19 décembre 1977 a spécifié les solvants suivants utilisables comme base pour l'évaluation des engrais phosphatés :

1. Eau pour les produits où elle est applicable.
2. Acide formique (2 %) pour les phosphates naturels tendres.
3. Acide citrique (2 %) pour les scories basiques.
4. Solution de Petermann à 65 °C pour le phosphate dicalcique précipité à l'état de dihydrate.

5. Solution de Petermann à la température ambiante pour les phosphates émottés.
6. Solution de Joulie pour tous les engrais simples et composés où le phosphate est sous forme aluminocalcique.
7. Solution neutre de citrate d'ammonium pour tous les engrais.

Les solutions de Joulie et de Petermann sont des solutions alcalines de citrate d'ammonium contenant de l'ammoniaque libre. La composition des solvants, les méthodes d'extraction, les rapports entre la quantité d'échantillon et la quantité de solvant et les méthodes d'analyse sont spécifiés pour chaque solvant.

Ce serait sortir du cadre de ce manuel que de décrire en détail les méthodes d'analyse utilisées pour les engrais. La mise au point de méthodes adéquates pour déterminer la disponibilité des engrais retient l'attention des chimistes agricoles depuis la création de l'industrie. Les méthodes sont constamment révisées et améliorées, à mesure que le chimiste peut disposer de nouvelles connaissances et de nouveaux moyens.

2. Réglementations sur les engrais

Comme des substances naturelles et synthétiques très variées sont utiles à la croissance des plantes, un nombre pratiquement illimité de produits pourraient être, sans tromperie, étiquetés "engrais" et commercialisés comme tels. Le principal inconvénient d'une commercialisation non contrôlée des engrais est le problème de l'efficacité relative des produits, qui dépend de leur composition. Si le fermier ne peut pas être sûr que chaque lot d'engrais qu'il achète aura la même efficacité que le précédent, il ne peut pas être sûr qu'il fume ses récoltes de façon rationnelle, quels que soient son expérience personnelle et les avis des stations expérimentales agricoles.

Un autre inconvénient d'une commercialisation non contrôlée est l'absence d'une base rationnelle pour l'établissement des prix. Une tonne d'engrais à faible dosage a moins de valeur pour un fermier qu'une tonne d'engrais à dosage élevé; le cultivateur doit donc disposer d'une méthode simple lui permettant de déterminer le meilleur achat dans les conditions présentes du marché.

Pour les raisons ci-dessus, des réglementations (et parfois des lois) sur l'étiquetage et la commercialisation des engrais au niveau du détail ont été édictées dans de nombreuses parties du monde. Comme ces textes sont établis d'après les conditions locales, ils peuvent varier d'un endroit à un autre, mais les buts principaux sont d'assurer l'uniformité et de fournir au cultivateur une méthode simple lui permettant de choisir le plus économique des produits à sa disposition.

Les réglementations élèvent le coût des engrais. Pour garantir un pourcentage donné d'éléments nutritifs, le fabricant doit fournir un certain excès, dont l'importance dépend du degré de contrôle technique pendant la fabrication. L'application des règlements, le contrôle de la composition des engrais au niveau des détaillants, est une autre source de coûts, mais ils sont compensés par les avantages qui en résultent. Sans règlements de base, le commerce des engrais deviendrait chaotique. Comme pour les autres règlements, il faut avoir soin de les limiter à ce qui est essentiel.

3. Expression des éléments nutritifs : oxydes ou éléments

Aujourd'hui, la plupart des pays expriment les quantités ou les pourcentages d'éléments nutritifs en termes d'azote élément (N), d'anhydride phosphorique (P_2O_5) et d'oxyde de potassium (K_2O). Les éléments secondaires et les oligo-éléments sont d'ordinaire exprimés par éléments, bien que le calcium et le magnésium soient quelquefois indiqués sous forme d'oxydes. Cependant, plusieurs pays ont adopté la forme élémentaire pour tous les éléments nutritifs. Récemment la FAO a préféré la forme élémentaire; pendant une période de transition, elle utilisera les deux formes pour le phosphore et le potassium (P et P_2O_5 , K et K_2O).

TABLEAU 2. COEFFICIENTS DE CONVERSION DES ÉLÉMENTS NUTRITIFS (DE L'OXYDE À L'ÉLÉMENT ET DE L'ÉLÉMENT À L'OXYDE)

P_2O_5	×	0,44 (0,4364) ^d	=	P
P	×	2,29 (2,2914)	=	P_2O_5
K_2O	×	0,83 (0,8302)	=	K
K	×	1,20 (1,2046)	=	K_2O
CaO	×	0,71 (0,7147)	=	Ca
Ca	×	1,40 (1,3992)	=	CaO
MgO	×	0,60 (0,6030)	=	Mg
Mg	×	1,66 (1,6582)	=	MgO
SO_2	×	0,40 (0,4005)	=	S
S	×	2,50 (2,4971)	=	SO_2

Source: *Handbook of Chemistry and Physics*, 1973, The Chemical Rubber Company, Cleveland, Ohio.

^dLes chiffres entre parenthèses pourraient être utilisés pour certains calculs exigeant une très grande exactitude (publications de recherches, bilan nutritif des plantes, etc.).

4. Définition de certains termes concernant les engrais

Les définitions suivantes de termes d'usage courant dans l'industrie des engrais se limitent à ceux dont le sens pourrait ne pas être évident d'après les définitions habituelles des dictionnaires.

Anhydride phosphorique disponible ou soluble (available or soluble P_2O_5). Partie du P_2O_5 soluble

dans les solvants fixés par la législation pour évaluer la qualité des engrais phosphates. Aux États-Unis, l'expression "available phosphoric acid" (APA) désigne la teneur en P_2O_5 soluble dans le citrate d'ammonium neutre, y compris le P_2O_5 soluble dans l'eau.

Application (application). Terme général désignant l'apport d'engrais sur ou dans le sol, de quelque façon que ce soit.

Application directe (direct application). Emploi comme engrais d'un produit non transformé, tel que le gaz ammoniac ou le phosphate naturel. Désigne aussi l'application d'un engrais simple, tel que le superphosphate triple ou l'urée, par opposition à son emploi pour fabriquer un engrais composé.

Distribution (distribution). Couvre toutes les opérations comprises entre le moment où l'engrais quitte l'usine et le moment où il arrive à la ferme, telles que transport, stockage, commercialisation.

Dosage (grade). Le dosage d'un engrais est sa teneur en éléments nutritifs, exprimée en pourcentage en poids de N, P_2O_5 et K_2O , dans cet ordre. Dans la plupart des pays, le dosage, quand il est utilisé à des fins commerciales, ne comprend que la quantité d'éléments nutritifs trouvée d'après les méthodes d'analyse prescrites, excluant donc tout élément nutritif qui serait présent sous une forme considérée comme non disponible pour les plantes. Par exemple, un dosage de "10-15-18" indique que l'engrais en cause contient 10% N, 15% P_2O_5 , 18% K_2O , ces chiffres étant obtenus par les méthodes d'analyse prescrites.

Comme il vient d'être dit, certains pays expriment les dosages d'après la teneur en éléments; dans ce cas, le dosage 10-15-18 deviendrait 10-6,5-14,9. Certains pays emploient à la fois les deux notations. Dans le présent manuel, le dosage sera exprimé en oxydes, sauf indication contraire.

Dans certains cas, on emploie les mots "analyse" ou "formule" à la place du mot "dosage". Toutefois, le mot "formule" a un autre sens (voir définition).

Élément fertilisant (fertilizer nutrient). L'un des trois éléments nutritifs primaires, N, P et K (aux États-Unis, s'applique à tout élément nutritif).

Élément nutritif (plant nutrient). S'applique à tous les éléments considérés comme indispensables à la croissance des plantes: les trois éléments primaires ("primary nutrients"), N, P et K; les trois éléments secondaires ("secondary nutrients"), Ca, Mg et Si, les oligo-éléments ("micronutrients"), Fe, Cu, Zn, Mn, B, Mo et Cl.

En France, on appelle éléments majeurs N, P, K, Ca, S et Mg; les quatre premiers sont des macro-éléments, les deux derniers des méso-éléments.

Engrais (fertilizer). Comme ce manuel est consacré aux engrais commerciaux, le mot "engrais" sera utilisé dans le sens d'un produit manufacturé contenant une quantité appréciable d'un ou plusieurs des éléments nutritifs principaux, sauf indication contraire. Des réactions chimiques entrent d'ordinaire en jeu dans la fabrication, mais celle-ci peut consister en un raffinage ou un traitement physique de sels naturels tels que sels de potassium ou nitrate de sodium.

Dans certains pays, on emploie les termes "engrais chimique", "engrais minéral" ou "engrais inorganique" pour distinguer le produit manufacturé des matières organiques naturelles d'origine animale ou végétale, qu'on appelle alors "engrais organiques".

Engrais complexe (complex fertilizer). Ce terme sera évité dans le présent manuel. Dans certains pays, il désigne un engrais composé obtenu en mélangeant des produits qui réagissent chimiquement. Certains auteurs ne l'emploient que pour les nitrophosphates et les phosphates d'ammonium.

Engrais composé (compound fertilizer) [expression inusitée aux Etats-Unis]. Engrais contenant deux ou plusieurs éléments fertilisants.

Engrais conditionné (conditioned fertilizer). Engrais auquel on a ajouté un additif pour améliorer son état physique ou pour éviter la prise en masse. Cet additif peut former une couche superficielle ou être incorporé dans la masse du produit. Cf. engrais enrobé.

Engrais en suspension (suspension fertilizer). Engrais liquide contenant, grâce à l'addition, par exemple, d'une petite quantité d'argile, des solides en suspension qui peuvent être insolubles et/ou solubles dans l'eau, mais, dans ce dernier cas, se trouver dans une solution saturée.

Engrais enrobé (coated fertilizer). Engrais dont les granules ont été recouverts d'une mince couche d'une substance telle que l'argile pour éviter la prise en masse ou pour ralentir la dissolution. Cf. engrais conditionné.

Engrais exempt de chlore (chlorine-free fertilizer). Engrais contenant moins d'une proportion spécifiée de chlore. Comme la source ordinaire de chlore dans les engrais est le chlorure de potassium, ce terme signifie en général un engrais contenant du potassium provenant d'une autre source, telle que le sulfate ou le nitrate, mais, dans certains cas, le chlorure de potassium peut être employé comme matière première et le chlore éliminé au cours du traitement. Les engrais à faible teneur en chlore peuvent être préférés pour des raisons d'ordre agronomique (voir chapitre XVIII) ou, dans le cas de certains engrais composés contenant du nitrate d'ammonium, pour

éviter une instabilité dangereuse quand la température s'élève (voir chapitre VIII, "Dangers du nitrate d'ammonium"). La teneur maximale en chlore des engrais "exempts de chlore" peut varier de 1,0 à 2,5 % suivant la nature de l'engrais et suivant la réglementation en vigueur dans le pays.

Engrais fluide (fluid or liquid fertilizer). Terme général désignant les engrais dissous (en totalité ou en partie), qu'on peut manipuler comme un liquide: liquides limpides, liquides contenant des solides en suspension et (d'ordinaire) NH₃ anhydre. Toutefois ce dernier est parfois appelé engrais gazeux, bien qu'il soit appliqué à l'état liquide.

Engrais granulé (granular fertilizer). Engrais dont la granulométrie est comprise entre deux limites, d'ordinaire 2 mm au moins, 4 mm au plus; les limites sont souvent plus étroites. En général, le mot "granulé" n'implique aucun moyen particulier de préparation; la taille voulue peut être obtenue en agglomérant des particules plus petites, en broyant et tamisant des cristaux dans des processus de cristallisation, en séparant par tamisage une certaine fraction de minerai de potasse enrichi moulu, ou par prillage. Cependant, il est souvent habituel de spécifier la méthode en qualifiant le produit de "prillé", "compacté", "cristallin", etc.

Engrais mélangé (mixed fertilizer). Cette expression sera évitée autant que possible, parce que son sens varie d'un pays à l'autre. Aux Etats-Unis, elle signifie un mélange de deux ou plusieurs "matériaux engrais"; dans certains autres pays, elle désigne un engrais composé.

Engrais limpide (solution fertilizer). Un ou plusieurs engrais dissous dans l'eau formant une solution limpide.

Engrais prillé (ou perlé) (prilled fertilizer). Engrais sous forme de granules quasi sphériques obtenus par solidification de gouttelettes en chute libre dans l'air ou dans un autre fluide.

Engrais pulvérulent (powdered fertilizer, non-granular fertilizer). Engrais contenant de fines particules; il y a souvent une limite supérieure de la granulométrie, par exemple 3 mm, mais aucune limite inférieure.

Engrais simple (straight fertilizer) [expression inusitée aux Etats-Unis]. Engrais ne contenant qu'un seul élément fertilisant, par exemple de l'urée ou du superphosphate.

Fumure de fond (basal application). Application avant croissance d'une récolte afin de fournir, en partie ou en totalité, les substances nécessaires à cette croissance. Elle peut se faire avant labour, avant semis ou plantation ou avant repiquage.

Matériau engrais (fertilizer material) [États-Unis seulement]. Engrais commercial 1) qui contient seulement un des éléments fertilisants; 2) dont les 85 % du contenu en élément fertilisant sont constitués d'un seul produit chimique; ou 3) qui est fabriqué à partir de déchets ou de sous-produit végétal ou animal ou provient d'un dépôt minéral naturel, et est fabriqué sans ajouter d'éléments fertilisants provenant d'une autre source. L'usage de ce terme est arbitraire. Par exemple les phosphates et phosphates-sulfates d'ammonium 11-48-0, 13-39-0, 16-20-0, 27-14-0 et 21-53-0 sont considérés comme "matériaux-engrais", tandis que 18-46-0 et tous les autres dosages de phosphates d'ammonium sont considérés comme "engrais mélangés". Dans ce manuel, nous éviterons ce terme, sauf au sens évident de toute matière utilisée pour fabriquer ou formuler des engrais.

Mélange en vrac (bulk-blend fertilizer, blended fertilizer). Engrais composé formé du mélange de deux ou plusieurs engrais granulés de même granulométrie.

Nitrophosphate (nitrophosphate, nitric phosphate). Engrais fabriqué par un processus dont l'un des stades est une réaction chimique de l'acide nitrique sur le phosphate naturel.

Produit intermédiaire (fertilizer intermediate). Produit manufacturé fertilisant, tel que l'am-

moniac, l'acide phosphorique ou le phosphate d'ammonium non granulé, destiné à subir un traitement ultérieur. La plupart de ces produits "intermédiaires" peuvent être — et c'est souvent le cas — employés directement comme engrais. Par exemple, l'ammoniac peut être employé directement comme engrais ou servir à fabriquer de l'urée, du nitrate ou du phosphate d'ammonium, etc.

Superphosphate (superphosphate). Résultat du traitement du phosphate naturel par de l'acide sulfurique et/ou de l'acide phosphorique.

Superphosphate enrichi (enriched superphosphate). Superphosphate obtenu par l'action d'un mélange d'acides sulfurique et phosphorique. Son dosage peut varier de 22 à 44 % de P_2O_5 , mais il est d'ordinaire compris entre 25 et 30 %.

Superphosphate simple (single or ordinary or normal superphosphate). Superphosphate obtenu par l'action de l'acide sulfurique. Il contient d'ordinaire 16 à 22 % de P_2O_5 .

Superphosphate triple (triple or treble or concentrated superphosphate). Superphosphate obtenu par l'action de l'acide phosphorique. Il contient d'ordinaire 44 à 48 % de P_2O_5 .

Abréviations: voir la liste des abréviations courantes au début du document, p. vii.

V. Matières premières et réserves

Le but du présent chapitre est d'énumérer les principales matières premières nécessaires à la production d'engrais et de présenter des informations générales sur l'emplacement des réserves connues et sur leur caractère plus ou moins adéquat.

Les principales matières premières sont le gaz naturel, le naphta, le fuel et le charbon pour les engrais azotés; le phosphate naturel et le soufre pour les engrais phosphatés; les minerais de potasse pour les engrais potassiques. Le gaz naturel, le naphta, le fuel, le soufre et la potasse sont des substances chimiques ou des mélanges de substances chimiques susceptibles d'une spécification bien définie et qui varient assez peu d'un endroit à l'autre, tandis que le phosphate naturel et le charbon sont des produits d'extraction dont la spécification n'est possible que de façon limitée et qui varient appréciablement d'un endroit à l'autre. Ils contiennent divers autres constituants qui peuvent avoir une influence importante sur les procédés permettant de les transformer en engrais. Un procédé peut donc être conçu de façon à utiliser un phosphate naturel ou un charbon particulier et le passage à une autre source d'approvisionnement peut alors avoir une influence

nuisible sur le procédé : réduction du rendement et/ou de la production. Il est donc à conseiller, dans le cas de ces matières premières, de conclure des contrats de fourniture à long terme spécifiant la source. S'il devient nécessaire de changer de source, il faut procéder avec soin à de longs essais sur les produits de remplacement avant de signer de nouveaux contrats.

D'autre part, il est souvent désirable, dans la construction d'une usine, d'assurer une souplesse suffisante pour pouvoir traiter du phosphate naturel de différentes sources, ce qui permet de tirer profit de situations de concurrence et de s'assurer contre des ruptures possibles d'approvisionnement. La conception de l'usine doit, autant que possible, tenir compte de certaines variations de qualité du phosphate naturel et du charbon, même quand chacun de ces produits vient toujours de la même source.

A. Estimation des besoins en matières premières

Le tableau I donne une estimation des matières premières nécessaires, ventilées entre pays développés et pays en développement, d'après

TABLEAU I. BESOINS ANNUELS EN MATIERES PREMIERES

	<i>Pays en développement</i>				<i>Pays développés</i>			
	1980	1985	1990	2000	1980	1985	1990	2000
Gaz naturel (milliards de m ³)	14,1	25,3	36,5	61,3	33,0	47,5	60,0	94,5
Naphta (millions de tonnes)	2,4	3,0	3,7	4,7	5,9	6,6	7,3	8,6
Fuel (millions de tonnes)	1,3	2,7	4,8	8,8	3,0	4,8	7,1	12,5
Charbon (millions de tonnes)	2,8	8,6	18,3	40,3	6,5	13,9	25,0	57,6
Phosphate naturel (millions de tonnes de P ₂ O ₅)	9,3	14,1	19,1	31,5	27,4	32,2	37,9	50,7
Soufre (millions de tonnes)	6,5	10,5	14,6	24,9	19,2	23,1	27,8	38,3
Potasse (millions de tonnes de K ₂ O)	4,5	6,5	8,9	14,8	24,6	30,4	36,7	51,2

Source: "World-Wide Study of the Fertilizer Industry, 1975-2000", novembre 1976, ONUDI, Vienne.

Notes

1. Matières premières pour l'ammoniac. Voir dans le texte le pourcentage admis pour les parts des différentes matières premières dans la production d'ammoniac.

2. Phosphate naturel. Ce chiffre est égal à la production plus 8% pour les pertes pendant la conversion. Il est à remarquer que les prévisions de la demande de P₂O₅ excluent le phosphate naturel moulu qui, depuis nombre d'années, représente environ 7% de la consommation totale. Si la consommation continue aux taux actuels, les estimations de consommation de phosphate naturel devraient donc être inférieures d'environ 7% à la réalité.

3. Soufre. On évalue la consommation à 0,94 t/t de P₂O₅ pour MAP et DAP, à 0,70 t/t de P₂O₅ pour SSP et ISP et à zéro pour le nitrophosphate (NTP). Pour 1980, on suppose que la production sera répartie en 46% MAP/DAP, 46% SSP/TSP et 8% NTP. Pour les années suivantes, on a admis 80% pour MAP/DAP et 20% pour TSP.

4. Ce chiffre est égal à la demande de potasse plus 5% pour l'accroissement des stocks et les pertes en cours de manutention.

les projections de la consommation d'engrais qui figurent dans un rapport ("World-Wide Study of the Fertilizer Industry: 1975-2000") présenté par l'ONU/DI, pour examen, à un groupe d'experts qui s'est réuni à Vienne du 16 au 18 novembre 1976. Les estimations de la consommation ont été ensuite révisées et quelque peu abaissées. Toutefois, les estimations présentes sont considérées comme pouvant suffire à une estimation approximative des besoins en matières premières et à leur comparaison avec les réserves.

Les estimations des matières premières pour l'ammoniac — gaz naturel, naphta, fuel et charbon, pris ensemble — donnent une estimation raisonnable de la quantité totale d'énergie nécessaire pour la fabrication d'engrais azotés, mais les estimations séparées de chaque matière première, en particulier pour le naphta, le fuel et le charbon, qui représentent ensemble 30 à 35 % des besoins en énergie, sont sujettes à une forte marge d'erreur parce qu'elles dépendent beaucoup d'une évaluation individuelle de l'évolution probable de l'utilisation de ces matières premières jusqu'en l'an 2000. A cause de ces incertitudes, on a supposé que les parts respectives du gaz naturel, du naphta, du fuel et du charbon seraient les mêmes dans les pays développés et dans les pays en développement. Les hypothèses et les opinions qui leur servent de base sont étudiées dans le présent chapitre sous "Matières premières pour l'ammoniac".

B. Sources de matières premières et disponibilités

Nous donnons dans la présente section des informations sur l'importance et la distribution géographique des réserves mondiales de matières premières et sur leur production présente. Les chiffres sur la production sont connus avec une exactitude raisonnable, mais il n'en est pas de même des réserves. Il est impossible de présenter mieux qu'une estimation grossière des réserves d'aucun gisement minéral, surtout à l'échelle mondiale, à cause des difficultés que l'on rencontre, qui se divisent en deux grandes catégories.

La première provient du manque d'information. D'importantes parties du globe n'ont pas été prospectées ou ne l'ont pas été de façon adéquate. Même quand l'existence de gisements est connue, les informations sur la quantité et la qualité varient beaucoup. On ne dispose de données raisonnablement complètes que pour les gisements exploités et pour ceux où il existe des projets concrets de mise en valeur; même dans ces cas, les données peuvent ne porter que sur les parties dont l'accès et l'exploitation sont les plus faciles. Pour les gisements connus, mais inexploités, l'information peut être très restreinte. Par exemple, on a

récemment découvert en Thaïlande des gisements de sels de potasse et on pense que les réserves sont "vraiment très importantes", mais aucune donnée quantitative n'est disponible. La raison en est que l'exploration et l'évaluation complète d'un gisement sont coûteuses et qu'on ne les entreprend que lorsqu'une exploitation commerciale est probable. C'est devenu un lieu commun que, malgré des productions élevées, les réserves restent constantes et même augmentent pendant de fort longues périodes, parce qu'on découvre de nouveaux gisements aussi vite qu'on épuise les gisements existants.

Dans ces conditions, certains estimateurs se limitent aux gisements identifiés pour lesquels il existe des informations raisonnablement adéquates. D'autres incluent les gisements connus, mais non complètement exploités, d'autres encore ajoutent un "imprévu" pour les gisements non encore découverts mais que l'on peut raisonnablement supposer exister à cause de facteurs géologiques connus.

La seconde difficulté est qu'on n'est pas d'accord sur une définition des réserves. Certains estimateurs incluent la quantité totale existant dans le gisement, d'autres seulement celle qui peut être extraite par les techniques d'exploitation actuelles. D'autres encore ne font figurer que la quantité dont l'extraction est rentable au moment où ils écrivent, qui dépend du rapport entre les coûts de l'extraction et de l'enrichissement et les cours du marché. Sur cette base, la proportion d'un gisement à faire figurer dans les réserves varierait d'un gisement à l'autre et dépendrait aussi des fluctuations des cours et des coûts d'exploitation et d'extraction.

Avec des idées aussi variables sur ce qu'est une réserve, il n'est pas surprenant que les estimations des réserves totales soient extrêmement différentes. Par exemple, les estimations des réserves mondiales de phosphate naturel varient de 85 à 1 300 milliards de tonnes. Si l'on compare différentes estimations, une nouvelle difficulté apparaît du fait que la définition du mot "réserve" sur laquelle se base le calcul n'est pas toujours clairement énoncée.

On voit donc que l'importance des réserves nationales et mondiales de matières premières pour la fabrication d'engrais n'est pas connue exactement. Les estimations concernant le pétrole brut et, à un moindre degré, le gaz naturel, sont les plus fiables. A cause de leur importance, on a accordé une grande attention à l'un et à l'autre et aux techniques nécessaires pour leur estimation. Pour les autres matières premières, les estimations sont bien moins fiables; celle touchant la potasse est probablement la meilleure parce que le nombre de gisements connus est assez restreint et parce que la plupart d'entre eux ont été prospectés avec

soin. Les estimations du phosphate naturel, du soufre et du charbon ont la plus grande marge d'incertitude: il s'agit de minéraux très dispersés, de nombreux gisements ne sont pas encore découverts et il est difficile d'obtenir des échantillons représentatifs permettant d'évaluer la qualité des gisements connus. Heureusement, les estimations concernant la potasse, le phosphate naturel et le charbon montrent que, même tenu compte des inexactitudes inévitables, les réserves sont plus que suffisantes pour l'avenir prévisible. Dans le cas du soufre, les réserves totales sont importantes mais, dans l'avenir, il peut se faire qu'on se tourne vers des matières aujourd'hui peu utilisées.

1. *Matières premières pour l'ammoniac*

Il s'agit du gaz naturel, du naphta, du fuel et du charbon qui diffèrent des autres matières premières utilisées pour les engrais — phosphate naturel, soufre et potasse — en ce que ces dernières sont surtout employées par l'industrie des engrais tandis que, pour les premières, cette utilisation n'est qu'une faible partie de la consommation totale. La fabrication d'engrais emploie les proportions suivantes de la production mondiale de matières premières: 85 % du phosphate naturel, 40 % du soufre, 95 % de la potasse, contre 3 % pour le gaz naturel et environ 0,5 % pour les produits pétroliers et du charbon.

L'évolution, la structure et l'économie des industries fournissant le phosphate naturel, le soufre et la potasse sont donc étroitement liées au progrès de l'industrie des engrais: il n'en est pas de même pour les matières premières servant à la production d'ammoniac. En particulier, le prix que paient les fabricants d'engrais azotés pour les matières premières leur permettant d'obtenir de l'ammoniac sont déterminés par leur valeur pour d'autres utilisations — par exemple comme combustibles, comme matières premières pour l'industrie chimique, comme constituants de combustibles pour moteurs à explosion — et non par leur caractère plus ou moins adéquat pour la fabrication d'ammoniac.

Nous donnons ci-dessous les pourcentages des principales matières premières utilisées dans le monde pour la fabrication d'ammoniac en 1971 et en 1975, ainsi que des prévisions pour les années suivantes :

Matière première	Pourcentage de la production d'ammoniac					
	1971	1975	1980	1985	1990	2000
Gaz naturel	60	62	71,5	71,0	69,5	68,0
Naphta	20	19	15,0	13,0	8,5	6,5
Fuel	4,5	5	7,0	8,5	10,0	12,0
Charbon	9	9	5,5	6,5	7,5	10,5
Total	93,5	95,0	99,0	99,0	95,5	97,0

Les prévisions et les estimations pour les années antérieures sont tirées de données inédites fournies par l'ONUDI, mais les estimations pour 1971 et 1975 ne sont pas nécessairement comparables avec les prévisions pour 1980-2000. Le pourcentage concernant le charbon dépend beaucoup d'estimations pour la Chine, où se trouve à peu près la moitié de la capacité mondiale à partir du charbon, dont la plus grande partie dans plus de 1 000 petites usines. Les prévisions pour les années futures dépendent des hypothèses faites sur l'utilisation de ces petites usines. Une autre incertitude naît de la possibilité pour une même usine d'utiliser plusieurs matières premières: récemment, plusieurs usines ont remplacé le naphta, à cause de son coût élevé, par le gaz naturel, le gaz naturel liquéfié (GNL) ou le gaz de pétrole liquéfié (GPL) et une usine au moins est passée du charbon au gaz naturel.

Malgré ces incertitudes, il est clair qu'à court terme il existe une tendance à une utilisation plus importante du gaz naturel dans la fabrication de l'ammoniac. La grande majorité des usines prévues et en construction l'emploient et certaines usines conçues pour le naphta ont été ou seront converties au gaz naturel, y compris le GNL. La part du naphta diminuera parce qu'il coûtera trop cher. La part du fuel augmentera, en restant faible. Celle du charbon diminuera dans le proche avenir, mais commencera à augmenter à nouveau à partir de 1990. Cependant, à long terme, il est probable que le gaz naturel restera la principale matière première jusqu'à la fin du siècle. Une partie de l'augmentation prévue de l'emploi du charbon est due à ce qu'on suppose qu'il remplacera des matières premières plus coûteuses dans les usines de fabrication d'ammoniac.

Il existe aussi quelques sources de moindre importance, le GPL, les gaz de fours à coke, les effluents des raffineries, l'hydrogène provenant de l'électrolyse de l'eau ou de la fabrication de chlore et de soude caustique. Strictement, nous devrions considérer l'air et l'eau comme des matières premières, car l'azote de l'air est nécessaire à la formation d'ammoniac et une grande partie de l'hydrogène utilisé provient de l'eau (vapeur) par réaction avec le carbone des hydrocarbures employés comme matières premières. Cependant, en pratique, on considère l'air et l'eau comme immédiatement disponibles.

L'huile de schiste et l'huile de sables bitumineux pourront être dans l'avenir des sources d'hydrocarbures pour la production d'ammoniac. Il pourrait en être de même pour les déchets organiques, soit par pyrolyse fournissant un gaz contenant du CO et de l'hydrogène, soit par fermentation anaérobie, qui donne du méthane et du CO₂. En fait on a suggéré la possibilité de cultiver des plantes en vue d'obtenir

du méthane de cette dernière façon. Néanmoins, pour le reste de ce siècle, il est probable que nous compterons presque uniquement sur le gaz naturel, les produits pétroliers et le charbon. Il semble donc indiqué d'examiner les réserves de ces matières, leur emplacement, leur étendue et le taux de leur utilisation.

Le tableau 2 résume, par région, les réserves de gaz naturel et de pétrole au 1^{er} janvier 1977 et la production en 1976. L'appendice A donne les mêmes réserves, pays par pays.

Pour l'ensemble du monde, les réserves connues de gaz naturel correspondent à 46 ans de production au taux de 1976 et les réserves de pétrole à 30 ans. Pour l'ensemble des pays en développement, les réserves correspondent à 136 ans de production au rythme actuel, tandis que, pour l'Amérique du Nord, les réserves sont inférieures à 12 fois la production de 1976.

Le tableau 3 donne la tendance des réserves estimées au cours des huit dernières années (1971-1978). On voit que les réserves ont augmenté jusqu'en 1975, parce qu'on découvrait davantage de pétrole et de gaz qu'on n'en consommait; depuis 1975, elles ont diminué. Cependant, la nette diminution entre 1975 et 1976 dépasse largement la production de cette année et est probablement due à une réévaluation des réserves. Les réserves de gaz naturel ont beaucoup augmenté en 1978.

Certains indices inclinent à penser que les réserves de gaz naturel, tant connues qu'incon-

TABLEAU 3. TENDANCES DES RÉSERVES MONDIALES DE PÉTROLE ET DE GAZ NATUREL

Année	Réserves de pétrole (en milliards de t)	Réserves de gaz naturel (en Tcm)
1971	83,8	45,5
1972	86,7	49,1
1973	91,0	53,1
1974	85,9	57,7
1975	97,6	72,1
1976	90,2	65,7
1977	87,9	66,3
1978	88,3	71,4

Source : *International Petroleum Encyclopedia*, 1976, 77 et 78. Les chiffres correspondent au 1^{er} janvier de l'année indiquée.

nues, peuvent être très supérieures à ce que l'on suppose en général. Avar, 1950, on prospectait fort peu le gaz et les découvertes faites l'ont été, le plus souvent, en recherchant le pétrole. Jusqu'en 1977, aux Etats-Unis, le prix du gaz naturel était fixé au minimum à 0,52 dollar les 1 000 pieds cubes (0,018 dollar/m³). Les estimations antérieures des réserves concernaient le gaz récupérable de façon rentable à ce prix. L'exploration était limitée aux cas où les dépôts trouvés satisferaient à cette condition.

Aujourd'hui que l'on prévoit, pour les Etats-Unis, des prix d'un ordre de grandeur différent, il devient rentable d'explorer de plus grandes superficies à de plus grandes profondeurs et dans des endroits où il est peu probable de trouver du

TABLEAU 2. RESERVES ET PRODUCTION DE PÉTROLE ET DE GAZ NATUREL

	Gaz naturel (en milliards de m ³)		Pétrole (en millions de tonnes)	
	Réserves ^a	Production ^b	Réserves ^a	Production ^b
<i>Régions en développement</i>				
Afrique	5 923	46	8 299	291
Amérique latine	2 558	58	4 604	228
Asie occidentale	14 543	59	50 088	1 138
Asie orientale	2 250	28	2 434	116
Asie communiste ^c	708	—	2 740	—
Total	25 982	191	68 165	1 773
<i>Régions développées</i>				
Amérique du Nord	7 818	656	5 137	489
Europe occidentale	4 019	177	3 360	46
Europe de l'Est ^d	26 906	405	11 053	618
Océanie	1 090	—	219	23
Divers	60	—	4	—
Total	38 893	1 238	19 773	1 176
Total mondial	65 875	1 429	87 938	2 949

Source : *International Petroleum Encyclopedia*, 1977.

^aRéserves au 1^{er} janvier 1977.

^bProduction pour l'année civile 1976.

^cChine continentale seulement.

^dY compris l'URSS.

^eIncluse dans les "divers".

pétrole. De plus, des ressources importantes connues, mais non considérées auparavant comme réserves rentables, peuvent être mises en valeur. Le Potential Gaz Committee des Etats-Unis estime qu'on pourrait trouver dans ce pays 27,5 trillions de m³ (Tcm) supplémentaires de gaz, soit 46 fois la production de 1976 [1].

La croûte terrestre doit contenir une énorme quantité de méthane. Par exemple, au voisinage de la côte américaine du golfe du Mexique, de grandes nappes aquifères sous pression, situées à une profondeur comprise entre 2 500 et 8 000 mètres contiennent du méthane dissous dans l'eau salée chaude à 150 °C. La quantité n'en est pas exactement connue, mais un expert estime qu'elle peut être de 2 800 Tcm et contenir plus d'énergie que toutes les réserves de charbon des Etats-Unis [1, 2]. Les opinions varient quant à la rentabilité de la récupération de ce méthane et, jusqu'à ces derniers temps, il n'y avait pas de raisons économiques pour essayer.

On estime qu'il y a aussi 17 Tcm de gaz naturel bloqué dans les "sables compacts" et environ 8 Tcm dans des couches de charbon, pour lesquels on ne connaît aucun moyen rentable de récupération. De plus, 17 Tcm se trouvent dans des schistes sous l'Ohio et les régions voisines. On récupère déjà une partie de ce "gaz de schiste" et des techniques prometteuses pour en récupérer davantage sont à l'étude [1].

Les données ci-dessus concernent les ressources des Etats-Unis, mais il est probable qu'on pourrait trouver des ressources analogues dans de nombreux pays.

Le tableau 4 donne, par région, les réserves mondiales de charbon au 1^{er} janvier 1974 et la production en 1973. Un rapport du Bureau of Mines des Etats-Unis, publié en 1977, estimait la production mondiale de charbon et de lignite en 1976 à 3,6 milliards de tonnes et les ressources mondiales à 11 432 milliards [3]. Si l'on pouvait récupérer seulement la moitié de ce chiffre, cela correspondrait à près de 1 600 ans de la production actuelle. Comme l'exploration a été peu poussée, il est probable qu'on pourrait trouver bien davantage de charbon.

Les réserves de pétrole et de gaz naturel paraissent plus disséminées que celles de charbon : on a signalé l'un ou l'autre, ou les deux, dans 70 pays, dont 45 pays en développement, contre seulement 19 pays, dont 5 en développement, pour le charbon, mais cette différence est peut-être due à une exploration moins poussée pour ce dernier.

Pour conclure, on peut dire que les réserves de matières premières pour la fabrication d'ammoniac sont très disséminées, tant dans les pays développés que dans les pays en développement; que les réserves de ceux-ci sont bien plus

TABLEAU 4. RESERVES MONDIALES DE CHARBON

	Réserves (en milliards de tonnes)		Production (1973) (en millions de tonnes)
	Identifiées	Probables	
<i>Régions en développement</i>			
Afrique	6	15	5
Amérique latine	9	36	12
Asie occidentale	1	2	6
Asie orientale	23	86	95
Asie communiste	300	1 011	458
Total	340	1 150	580
<i>Régions développées</i>			
Amérique du Nord	326	2 383	547
Europe occidentale	150	401	283
Europe de l'Est	205	4 052	657
Océanie	26	113	57
Divers	32	52	85
Total	740	7 000	1 630
Total mondial	1 080	8 150	2 210

Source : *Annuaire statistique des Nations Unies, 1974*, cité dans "World-Wide Study of the Fertilizer Industry: 1975-2000", ONUDI, 1976. Ces chiffres comprennent seulement le charbon noir. Les réserves de charbon brun et de lignite sont estimées à 340 milliards de tonnes identifiées et 2 630 milliards de tonnes probables.

importantes, par rapport à la production actuelle, que celles des pays développés; que les disponibilités en charbon sont plus que suffisantes, mais que, pendant la période 1980-2000, les matières premières hydrocarbonées, quoique disponibles en quantités adéquates, coûteront probablement de plus en plus cher.

2. Phosphate naturel

Le phosphate naturel est — exception faite peut-être du charbon — la plus variable des matières premières utilisées par l'industrie des engrais. Les gisements exploités varient beaucoup quant à leur teneur en phosphate et quant à la nature et aux quantités des minéraux associés. La qualité du phosphate naturel est d'ordinaire définie par sa teneur en anhydride phosphorique, qui varie normalement entre 28 et 38 %, mais, en dehors de son utilité pour déterminer les coûts de transport et de manutention, la teneur en anhydride phosphorique d'une qualité ou d'un type particulier de phosphate naturel n'est pas une bonne indication de sa valeur ni de la possibilité de l'utiliser pour fabriquer des engrais.

Bien qu'une analyse chimique complète d'un échantillon représentatif de phosphate naturel soit un guide utile pour la possibilité de l'utiliser pour la fabrication d'engrais et pour la conception de l'usine éventuelle, ce n'est qu'un guide. Quand, dans une nouvelle usine, on se propose de choisir un phosphate déjà très employé pour fabriquer des engrais, l'expérience des autres utilisateurs est

très précieuse, mais, s'il existe peu d'expérience antérieure de ce phosphate, il faut procéder à des essais étendus avant de fixer la conception de l'usine. Pour la même raison, si, dans une usine existante, on envisage de changer de phosphate naturel, cela doit se faire avec beaucoup de précautions.

La production mondiale de phosphate naturel, dont 85 % sont consommés par l'industrie des engrais, a pratiquement doublé depuis dix ans et, d'après les estimations du tableau 1, elle augmentera encore de 150 % entre 1980 et l'an 2000. Il est probable que les gisements de meilleure qualité s'épuiseront peu à peu et que les producteurs exploiteront des gisements à moindre teneur, ce qui conduira à réduire la teneur moyenne en anhydride phosphorique du produit vendu et à accroître la quantité d'impuretés contenues. Cependant, il faut remarquer que la teneur du produit enrichi n'est pas nécessairement liée à la teneur du minerai. L'influence de la teneur et des impuretés courantes sur les divers procédés d'engrais phosphatés est étudiée dans les chapitres XII, XIII, XIV et XV.

La production de phosphate naturel en 1976 est donnée par le tableau 5, pays par pays [4]. On

TABLEAU 5. PRODUCTION MONDIALE DE PHOSPHATE NATUREL, 1976

Pays	Milliers de tonnes de produit	Pourcentage du total
Etats-Unis	44 671	41,8
URSS	24 200	22,6
Maroc	15 293	14,3
Chine	3 400	3,2
Tunisie	3 294	3,1
Togo	2 067	1,9
Sénégal	1 796	1,7
Jordanie	1 717	1,6
Afrique du Sud	1 639	1,5
Viet Nam	1 500	1,4
Christmas Island	1 033	1,0
Israël	831	
Algérie	820	
Nauru (République de)	755	
République arabe syrienne	511	
Inde	510	
Brésil	463	
Corée (République populaire démocratique de)	450	
Egypte (République arabe d')	443	
Ocean Island	417	5,9
Australie	248	
Mexique	197	
Sahara	173	
Zimbabwe	130	
Allemagne (République fédérale d')	85	
Venezuela	80	
Curaçao	54	
Suède	25	
Ouganda	15	
Pérou	2	
Colombie	1	
Total	106 820	100,0

voit que, bien que les gisements de phosphate naturel soient disséminés (environ 31 pays en produisent), l'Europe occidentale et l'Asie orientale manquent de ressources sur leur territoire et trois pays (les Etats-Unis, l'URSS et le Maroc) fournissent 79 % de la production actuelle. Cet état de choses n'a guère changé au cours des dix dernières années. De 1964 à 1973 inclus, la production mondiale a pratiquement doublé, mais, pendant cette période, les Etats-Unis, l'URSS et le Maroc ont régulièrement fourni 75 à 80 % du total. Pendant cette même période, l'URSS a doublé sa production, les Etats-Unis et le Maroc ont accru la leur d'environ les deux tiers [5].

La répartition par région, en 1976, de la production, est donnée ci-dessous :

Région	Milliers de tonnes de produit
Afrique	25 227
Amérique latine	797
Asie occidentale	3 501
Asie socialiste	5 350
Autres pays d'Asie	510
Ensemble des régions en développement	35 385
Amérique du Nord	44 671
Europe occidentale	110
Europe de l'Est	24 200
Océanie	2 453
Ensemble des régions développées	71 434
Total mondial	106 819

Les trois principaux pays fournisseurs réalisent ensemble environ 70 % des exportations mondiales, mais la répartition entre eux n'est pas du tout la même que pour la production. Les Etats-Unis et l'URSS, dont les marchés nationaux sont importants, dépendent beaucoup moins des exportations que le Maroc. En 1976, les Etats-Unis ont exporté 20 % de leur production, l'URSS 23 %, le Maroc 95 %. L'ensemble des pays en développement fournit environ 60 % des exportations mondiales dont la moitié à peu près provient du Maroc.

En 1974, d'après les statistiques de la FAO, la part des pays en développement était d'environ 15 % pour la production d'anhydride phosphorique destiné aux engrais et 20 % pour la consommation, contre 40 % pour la production de phosphate naturel. De nombreux pays en développement, dont le Maroc, la Tunisie, l'Algérie, le Sahara occidental, le Togo, la Jordanie, la Syrie, l'Egypte, le Pérou et le Brésil accroissent leur production ou projettent de l'augmenter beaucoup; des projets moins précis existent pour l'Angola, le Sénégal, l'Iraq, la Colombie, le Mexique, etc. [6]. Dans les pays développés, une modification importante a été la mise en valeur de grands gisements dans le Queensland (Australie); la production commerciale a commencé en 1974-1975. Bien que la production

ait été arrêtée en 1978, surtout à cause de la baisse des cours, ces réserves peuvent être une source importante dans l'avenir en cas de pénurie ou de hausse des prix. Certains des gisements dont la mise en valeur est en projet ou vient de commencer sont dans des régions éloignées ou inhospitalières. Leur exploitation posera des problèmes formidables de transport et d'infrastructure et les coûts seront inévitablement élevés. Il est probable que leur mise en valeur sera lente et dépendra de l'évolution des cours du phosphate naturel.

On n'est pas d'accord sur l'importance des réserves mondiales de phosphate naturel; diverses autorités ont donné des chiffres très différents, allant de 85 milliards de tonnes [7] à 1 300 milliards [8]. L'appendice B au présent chapitre énumère les réserves connues de phosphate, pays par pays; le total mondial est d'environ 144 milliards de tonnes. Les estimations des besoins pour l'an 2000 du tableau I correspondent à une demande totale, pour l'ensemble des utilisations, d'environ 300 millions de tonnes par an. Il est clair qu'il existe d'amples réserves de phosphate et, d'ailleurs, les réserves nouvellement découvertes sont de loin supérieures à la consommation.

3. Soufre

Le soufre, sous diverses formes, se rencontre en de nombreux endroits — il constitue environ 0,1 % de l'écorce terrestre — mais on le rencontre sous des formes qui diffèrent beaucoup quant à leur valeur comme source: soufre élément, sulfates, hydrogène sulfuré dans le gaz naturel et composés organiques complexes dans le pétrole brut. Toutes ces formes sont utilisées comme sources de soufre, mais les principales sont le soufre élément, l'hydrogène sulfuré du gaz naturel et les pyrites.

Les utilisations du soufre sont aussi variées que ses sources, mais environ 80 à 85 % servent à produire de l'acide sulfurique, dont à peu près la moitié est utilisée pour fabriquer des engrais, de sorte que cette industrie représente environ 40 % de la consommation mondiale. Le soufre est aussi utilisé en agriculture comme pesticide et, dans une assez faible mesure, comme élément fertilisant pour les terres qui en manquent. Dans le présent chapitre, nous ne nous occupons du soufre qu'en tant que matière première pour la production d'acide sulfurique utilisé pour fabriquer des engrais phosphatés. Cependant, si la déficience en soufre devenait plus répandue, des quantités de plus en plus grandes seraient employées pour y remédier, bien que les matières contenant du soufre actuellement rejetées par l'industrie des engrais puissent être utilisées à cette fin.

Une caractéristique inhabituelle et importante de l'industrie du soufre est son rapport avec la lutte contre la pollution. Le dioxyde de soufre est probablement le polluant industriel le plus commun; il se produit chaque fois qu'on brûle du charbon, du pétrole et quelquefois du gaz naturel; le grillage des minerais sulfurés pour obtenir le métal en produit aussi de fort grandes quantités. Des règlements de plus en plus stricts et à portée de plus en plus large limitent le dégagement dans l'atmosphère de gaz contenant du dioxyde de soufre, ce qui a conduit à la mise au point de procédés pour transformer ce dioxyde en acide sulfurique, surtout dans l'industrie métallurgique où les effluents en contiennent souvent d'assez grandes quantités. Toutefois, la plus importante contribution à la production de soufre provenant de ces sources est, de beaucoup, l'élimination, dans le gaz naturel, de l'hydrogène sulfuré qu'on transforme ensuite en soufre élément. En 1977, on récupérait 16 millions de tonnes de soufre, provenant surtout du gaz naturel, soit à peu près la moitié de la production mondiale de soufre élément et environ 30 % de la production de toutes les formes de soufre.

On récupère aussi le soufre dans les raffineries de pétrole par la désulfuration des fuels et dans de nombreux procédés industriels utilisant le fuel, tels que la fabrication d'ammoniac.

Le fait qu'une si grande quantité de soufre soit un sous-produit d'autres opérations industrielles, donc produit à un rythme sans rapport avec la demande de soufre, oblige la production à partir de gisements de soufre élément et à partir des pyrites à supporter la charge de toutes les fluctuations de la demande. Comme on le voit ci-dessous, cela a conduit à une forte baisse de la part des pyrites dans le marché du soufre :

	Pourcentage de la production totale				
	Production (en millions de tonnes de soufre)	Soufre élément			
		Récupère	Autres sources	Pyrites	Autres formes
1960	22,3	12	34	36	18
1974	51,6	28	34	22	16
1975	50,9	55 ^a		22	27
1976	51,3	62 ^a		21	17
1977	52,7	62 ^a		21	17

^aSoufre brut

Les pyrites sont moins en faveur comme source de soufre pour diverses raisons. Comme elles contiennent environ 46 % de soufre, les frets sont élevés; les coûts en capital des usines d'acide sulfurique qui les emploient sont très supérieurs à ceux d'usines partant du soufre élément et la pollution pose des problèmes plus difficiles; enfin, l'évacuation du résidu d'oxyde de fer peut être difficile.

Le tableau 6 donne la production, par pays, de toutes les formes de soufre en 1975 [9]. Les pays en développement en produisent 6,2 millions de tonnes, soit 12 % du total mondial, alors qu'on estime la demande pour production d'engrais, en 1980, à 6,5 millions de tonnes (tableau 1). Cette production relativement faible est due à la rareté des gisements de soufre élément dans ces pays — avec deux exceptions remarquables, le Mexique et l'Iraq — et aussi le manque de demande. A mesure qu'on exploite les réserves de gaz naturel des pays en développement (voir tableau 2), et que leur industrialisation croissante accroît la demande, leur production de soufre augmentera certainement. De 1971 à 1974, la production du Moyen-Orient est passée de 0,6 à 1,4 million de tonnes par an; on pense qu'elle atteindra environ 3 millions de tonnes en 1980 [10].

TABLEAU 6. PRODUCTION MONDIALE DE SOUFRE (TOUTES FORMES)

Pays	Production	
	Milliers de tonnes	Pourcentage du total
Etats-Unis	11 800	22,8
URSS	9 460	18,2
Canada	7 420	14,3
Pologne	5 040	9,7
Japon	2 400	4,6
Mexique	2 200	4,2
France	1 940	3,7
Espagne	1 560	3,0
Allemagne, République fédérale d'	1 070	2,1
Italie	710	1,4
Iraq	600	1,2
Finlande	510	1,0
Iran	475	0,9
République démocratique allemande	365	0,7
Afrique du Sud	355	0,7
Suède	266	0,5
Norvège	262	0,5
Australie	255	0,5
Divers	5 157	10,0
Total	51 845	100,0

Il est difficile de donner une bonne estimation des ressources mondiales en soufre à cause des formes très variables sous lesquelles il se présente et des différences considérables dans l'étendue et le rendement de l'extraction à partir de diverses substances. Le total des ressources doit être d'environ 500 à 750 milliards de tonnes, dont plus de 99 % dans du charbon, des schistes bitumineux et du gypse, dont la contribution à la production actuelle est négligeable. Nous donnons ci-dessous une estimation des réserves mondiales [11] comparée à la production en 1974 [12].

Réserves et production mondiale de soufre
(En millions de tonnes)

	Certaines	Probables	Totales	Production (1974)
Soufre élément				
Evaporites	580	100	680	17,6
Roches volcaniques	130	100	230	
Gaz naturel	155	885	1 040	15,0
Pétrole	265	1 330	1 595	
Pyrites	640	—	>640	11,0
Sulfures métalliques	260	>140	>400	8,2
Total partiel	2 030	>2 555	>4 585	51,8
Sables bitumineux	50	>1 800	>1 850	
Charbon	20 000	200 000	220 000	
Schistes bitumineux			280 000	
Gypse		—	vastes	
Total	22 000	>200 000	>500 000	

D'après le tableau 1, de 1980 à l'an 2000, la consommation annuelle de soufre pour la production d'engrais passera de 25 à 65 millions de tonnes, ce qui correspond à une consommation totale, pendant la même période, d'environ 900 millions de tonnes, soit moins d'un cinquième des réserves actuellement utilisées. Le tableau montre que les réserves dans le gaz naturel et le pétrole sont plus importantes que les autres, par rapport à l'utilisation actuelle, bien que les réserves présentes dans les pyrites soient probablement sous-estimées. Il est certain que la demande croissante de gaz naturel et le développement de la lutte contre la pollution augmenteront la production de soufre récupéré. Le soufre élément des évaporites et des roches volcaniques sera disponible pendant longtemps, mais il est probable que des pénuries de cette forme conduiront à des prix plus élevés et à un remplacement partiel par du soufre provenant d'autres sources. L'industrie des engrais devrait pouvoir obtenir, pendant les 25 années à venir, le soufre dont elle aura besoin, mais les réserves actuellement utilisées paraissent avoir une vie assez courte.

On a prouvé qu'il était techniquement possible de récupérer de l'acide sulfurique des gaz de carneau provenant de la combustion du charbon ou du pétrole. D'après la plupart des estimations, éliminer le soufre de ces gaz en le transformant en acide sulfurique n'est pas concurrentiel, du point de vue économique, avec d'autres méthodes de lutte contre la pollution, mais pourrait le devenir grâce à de nouveaux perfectionnements ou si le coût des autres méthodes augmentait.

Il est aussi techniquement possible de fabriquer de l'acide sulfurique (et du ciment) à partir du sulfate de calcium, soit le gypse ou l'anhydrite naturels, soit le sulfate de calcium sous-produit de la fabrication d'acide phosphorique. En fait, ce procédé est utilisé dans quelques usines. La

production d'acide sulfurique à partir du soufre, des pyrites et du sulfate de calcium sera étudiée, du point de vue économique, dans le chapitre XII.

4. Potasse

Comme pour le phosphate naturel, les estimations des réserves de potasse sont très variables, depuis 11 jusqu'à plus de 100 milliards de tonnes de K_2O ; les différences dépendent surtout du degré d'optimisme quant aux possibilités techniques et économiques d'extraction.

Le tableau 7 donne la production, en 1975-76, de 13 pays et leurs réserves estimées. On trouvera des statistiques plus récentes dans le chapitre XVIII.

TABLEAU 7. PRODUCTION ET RÉSERVES DE POTASSE

	Production en 1975-1976 (en milliers de tonnes de K_2O) ^a	Réserves (en millions de tonnes de K_2O)
URSS	7 944	15 900-24 000
Canada	4 848	18 000-66 500 ^b
République démocratique allemande	3 019	4 000-10 000
Allemagne, République fédérale d'	1 950	2 000-9 000
Etats-Unis	2 220	200-400 ^c
France	1 720	200-270
Israël	716	500-2 000 ^d
Espagne	506	80-270
Chine	450	pas d'estimation
Congo	278	17-70
Italie	141	200
Royaume-Uni	34	20
Chili	10	pas d'estimation
Divers	5	pas d'estimation
Total	23 835	35 517-112 730 ^e

^aSource des données sur la production : British Sulphur Corp. *Statistical Supplement No. 14*, novembre/décembre 1976.

^bNon compris les gisements du Nouveau-Brunswick.

^cNon compris les gisements du Dakota du Nord et du Montana.

^dMer Morte, y compris la Jordanie.

^eIl existe d'autres gisements, inexploités, pour lesquels on n'a aucune estimation fiable des réserves, au Brésil, en Ethiopie, en Iran, au Laos, en Libye, au Maroc, au Pakistan, en Pologne, en Thaïlande et en Tunisie.

Peu de pays en développement ont des gisements de potasse. Des gisements sont exploités en Chine et au Chili et il existe des projets en Jordanie, au Brésil, et aussi en Pologne. Le tableau 7 énumère les autres pays où il existe des gisements, mais ni leur étendue ni leur possibilité d'exploitation n'ont encore été déterminées avec quelque exactitude. D'après des indications préliminaires, les gisements de Thaïlande et du Laos pourraient être vraiment très importants.

Les réserves totales sont considérables par rapport à la demande probable indiquée par le tableau 1, qui est d'environ 1 milliard de tonnes de potasse pour la période 1980-2000 et une consommation annuelle de 66 millions de tonnes à la fin de cette période. En 20 ans, les réserves connues de potasse ne seraient donc réduites que de 1 à 3 %, suivant l'estimation admise de ces réserves. Il est clair que celles-ci, même si elles ont été très surestimées, suffiront largement aux besoins prévus, compte non tenu de la mise en valeur future possible d'autres réserves, telles que celles de la Thaïlande.

Les réserves actuellement exploitées sont presque toutes dans les pays développés et les pays en développement devront donc importer presque toute leur potasse jusqu'à ce qu'ils puissent en produire eux-mêmes, en 1985 ou peut-être en 1990. L'exploitation de réserves connues ou non encore découvertes dans les pays en développement dépendra du coût relatif de leur exploitation et de l'importance attachée aux économies de devises étrangères qu'elle pourra permettre. Pour une étude plus approfondie de l'importance et du caractère des réserves mondiales de potasse, voir chapitre XVIII.

5. Autres matières premières

Comme il a été dit dans d'autres chapitres de ce manuel, des éléments autres que N, P et K sont souvent nécessaires. Les autres éléments minéraux essentiels sont Ca, Mg et S (souvent appelés éléments secondaires) et les oligo-éléments, Mo, Mn, Fe, B, Cu, Zn et Cl. En outre, d'autres éléments non considérés comme essentiels sont parfois utiles économiquement pour accroître les rendements ou améliorer la valeur nutritive des récoltes. Ce serait sortir du cadre de ce chapitre que d'étudier les types, les gisements et la répartition des matières premières pouvant fournir ces éléments, mais il faut reconnaître leur importance, car, lorsque l'un d'eux manque, l'influence sur la production peut être aussi grave que le manque d'un des éléments majeurs.

De plus, divers procédés inhabituels peuvent exiger d'autres matières premières. Par exemple, la fabrication du phosphate Rhenania, bien connu, requiert du carbonate de sodium qu'on peut obtenir à partir de minéraux naturels, le trona ou le natron, ou fabriquer à partir du sel. Pour le phosphate de calcium-magnésium fondu, on emploie des minéraux contenant du magnésium, tels que l'olivine, la serpentine ou la magnésite. Pour la production d'ammoniac, on peut utiliser ou envisager diverses sources secondaires d'hydrocarbures telles que le gaz de fours à coke, les effluents gazeux de raffinerie, le gaz de pétrole

liquéfié, l'hydrogène sous-produit de la fabrication du chlore ou des produits pétroliers provenant du traitement de schistes ou de sables bitumineux.

6. Eau

La fabrication des engrais, en particulier celle des engrais azotés, utilise de grandes quantités d'eau. Dans le cas de l'ammoniac, l'eau est une matière première au sens strict, puisqu'elle fournit plus de la moitié de l'hydrogène nécessaire. Cette eau entre dans le processus de fabrication sous forme de vapeur: sa quantité varie de 1,5 à 3 m³/t d'ammoniac, suivant le procédé employé, mais la plus grande partie de l'eau consommée est de l'eau de refroidissement. La quantité totale d'eau nécessaire pour une usine fabriquant de l'ammoniac et de l'urée varie de 20 à 35 m³/t d'urée, ce qui, pour une usine d'une capacité de 1 000 t/j

d'ammoniac et 1 720 t/j d'urée, correspond à 150 à 250 m³/heure.

Ces grandes quantités d'eau ne sont pas toujours faciles à se procurer, surtout dans les climats arides. On peut la diminuer de diverses façons et les constructeurs d'usines peuvent modifier la conception de celles-ci pour réduire au minimum la consommation d'eau, mais cela entraîne d'ordinaire un certain accroissement du coût en capital. On peut recourir à l'eau de mer, quand elle est disponible; le refroidissement par l'air permet de grandes économies d'eau; on peut utiliser l'eau plus efficacement en la pompant d'un refroidisseur "critique" à un autre où des températures plus élevées sont admissibles, etc. Cependant, lorsqu'on a pris toutes les mesures pratiquement envisageables, les fabriques d'engrais consomment encore beaucoup d'eau, ce qui peut influencer la décision prise quant à leur implantation ou accroître les coûts.

Références

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

APPENDICE A AU CHAPITRE V

Réserves mondiales de pétrole et de gaz naturel

Pays	Réserves de pétrole au 1 ^{er} janvier 1977 (en millions de tonnes)	Réserves de gaz au 1 ^{er} janvier 1977 (en milliards de m ³)
ASIE OCCIDENTALE		
Abou Dhabi	3 973	566
Bahrein	40	85
Dubai	205	42
Iran	8 631	9 348
Iraq	4 658	764
Israël	—	1
Koweït	9 234	898
Zone neutre	863	142
Oman	795	57
Qatar	781	779
Arabie saoudite	20 550	1 785
Sharja	4	28
Syrie	301	34
Turquie	53	15
Total	50 088	14 544
ASIE ORIENTALE — PACIFIQUE		
Afghanistan	12	78
Australie	189	915
Bangladesh	—	227
Brunéi	223	238
Birmanie	9	4
Chine (Taiwan)	2	23
Inde	411	99
Indonésie	1 438	680
Japon	4	59
Malaisie	333	425
Nouvelle-Zélande	26	175
Pakistan	10	448
Thaïlande	—	28
Total	2 657	3 399
AFRIQUE		
Algérie	932	3 564
Angola-Cabinda	166	42
République du Congo	39	1
Egypte	267	79
Gabon	291	71
Libye	3 494	731
Maroc	—	1
Nigéria	2 672	1 246
Tunisie	370	187
Zaire	68	1
Total	8 299	5 923
EUROPE		
Autriche	22	20
Danemark	41	19
France	7	142
Allemagne (occidentale)	45	212
Grèce	5	227
Italie	43	187
Pays-Bas	12	1 754
Norvège	775	524
Espagne	60	14
Royaume-Uni	2 302	850
Yougoslavie	48	42
Divers (Irlande)	—	28
Total	3 360	4 019

APPENDICE A AU CHAPITRE V (suite)

Pays	Réserves de pétrole au 1 ^{er} janvier 1977 (en millions de tonnes)	Réserves de gaz au 1 ^{er} janvier 1977 (en milliards de m ³)
HEMISPHERE OCCIDENTAL		
Argentine	315	193
La Barbade	—	8
Bolivie	33	142
Brésil	110	25
Canada	849	1 586
Chili	25	56
Colombie	113	142
Equateur	233	340
Guatemala	3	—
Mexique	1 507	340
Pérou	102	62
Trinité-et-Tobago	71	97
Venezuela	2 092	1 153
Etats-Unis	4 288	6 232
Total	9 741	10 376
PAYS COMMUNISTES		
Bulgarie	2	2
Chine	2 740	708
Tchécoslovaquie	3	19
Hongrie	43	121
Pologne	11	124
Roumanie	294	640
URSS	10 700	26 000
Total	13 793	27 614
Total mondial	87 938	65 881

Source : International Petroleum Encyclopedia, 1977. Petroleum Publishing Company, Tulsa, Oklahoma.

APPENDICE B AU CHAPITRE V

Réserves et ressources mondiales en phosphate

Pays	Réserves et ressources totales (en millions de tonnes)	Pourcentage de P ₂ O ₅ : moyenne ou valeurs extrêmes	Ref.	Observations
AFRIQUE^a				
Algérie	1 000	30 ^b	1	
Angola	120	30 ^b	1	
Egypte	2 800	30 ^b	1	
Libéria	1,5	28		Phosphate d'Al et Fe
Mali	20	30	2	
Mauritanie	5	23-32	2	Exploration incomplète
Maroc	40 000	30 ^b		
Sahara occidental	16 600	30 ^b	1	
Sénégal				
Taïba	1 100	30 ^b	1	
Thiès	2 090	30 ^b	1	Phosphate alumineux
Tanzanie	10	27-38	3	
Togo	300	30 ^c	1	
Tunisie	1 300	30 ^b	1	
Zimbabwe	20	30 ^b	1	
Afrique du Sud				
Palabora	1 400	30 ^b	1	
Divers	35	10-21	3	
Ouganda	200	30 ^b	1	
Haute-Volta	4	27-31	2	Peut-être bien davantage
Zaire	83	15	4	
	67 189			

Pays	Réserves et ressources totales (en millions de tonnes)	Pourcentage de P ₂ O ₅ , moyenne ou valeurs extrêmes	Réf	Observations
ASIE OCCIDENTALE				
Iran	130	30 ^b	1	
Iraq	660	30 ^b	1	
Israël	1 000	26	5	
Jordanie	1 000	15-30	6	Minerai de toutes les teneurs au-dessus de 15 % dans la zone forcée
Liban	faibles	17-31	8	
Arabie saoudite	1 000	30 ^b	1	
Syrie	800	30 ^b	1	
Turquie	300	30 ^b	1	
Total	4 890			
ASIE ORIENTALE^c				
Chine	30 000	15	5	
Ile Christmas	200	29-38	7	Y compris le phosphate d'aluminium
Inde	140	17.5	5	On suppose 100 à Jhamar Kotra
Corée du Nord	88	12.5	5	
Mongolie	1 000	20-22	7	
Pakistan	12	20-37		
Iles Paracels	20	10-27	8	Appartenance contestée
Philippines				
Sri Lanka	300	30	9	
Viet-Nam	500	30 ^b	1	
Total	17 260			(Chiffres pour la Chine ajustés à 15 milliards de tonnes de phosphate à 30 % de P ₂ O ₅ , équivalent)
OCEANIE				
Australie	2 000	30 ^b	1	
Nauru	44	38.5	5	
Ocean Island	2	40	5	
Nouvelle-Zélande	70	30	3	Nodules sous-marins
Total	2 116			
AMERIQUE DU NORD				
Canada	50	9	3	Gisements ignés
Etats-Unis				
Est	19 900	26	10	
Ouest	14 700	26	10	
Alaska	1 000	25	10	Peut-être davantage
Mexico				
Basse Californie	1 000	30 ^b	1	Peut-être davantage; gisements sous-marins non compris
Zacatecas	140	30 ^b	1	
Total	36 790			
AMERIQUE DU SUD ET AMERIQUE CENTRALE^d				
Aruba	10	30 ^b	1	Phosphate alumineux
Bésil				
Bambui	700	30 ^b	1	
Olinda	20	30 ^b	1	
Ignés	1 000	30 ^b	1	Carbonatites
Divers	25	30 ^b	1	Phosphates alumineux
Colombie	600	30 ^b	1	
Chili	4	30	11	Découverte récente; peut-être bien davantage
Curaçao	10	30 ^b	1	
Pérou	6 100	30 ^b	1	
Venezuela	40	30 ^b	1	
Total	8 509			

APPENDICE B AU CHAPITRE V (suite)

Pays	Réserves et ressources totales (en millions de tonnes)	Pourcentage de P ₂ O ₅ , moyenne ou valeurs extrêmes	Rét	Observations
EUROPE, Y COMPRIS L'URSS^a				
Finlande				
Sakhi	200	18	3	
Suolinjarva	25	10	3	
Irlande	8	25	7	
Norvège	100	6-10	7	Ignés
Suède	pas d'estimation			Ignés
URSS				
Kola	1 125	39,4	5	Estimation des concentrés récupérables
Divers	6 000	14	5	Divers gisements sédimentaires. Quelques découvertes récentes peuvent ne pas être incluses
Total	7 458			
Total mondial	144 212			

^aD'autres pays ont des gisements peu importants ou non quantifiés : Cameroun, Bénin, Gambie, Niger, Gabon, Nigeria, et peut-être Tchad.

^bLe tonnage et la teneur sont en termes d'une quantité équivalente de phosphate commercialisable à 30% au moins de P₂O₅.

^cIl y a aussi des gisements peu importants ou non quantifiés au Cambodge, en Malaisie, à Taiwan, au Japon, aux Philippines et en Indonésie.

^dIl y a aussi de petites quantités sur diverses îles.

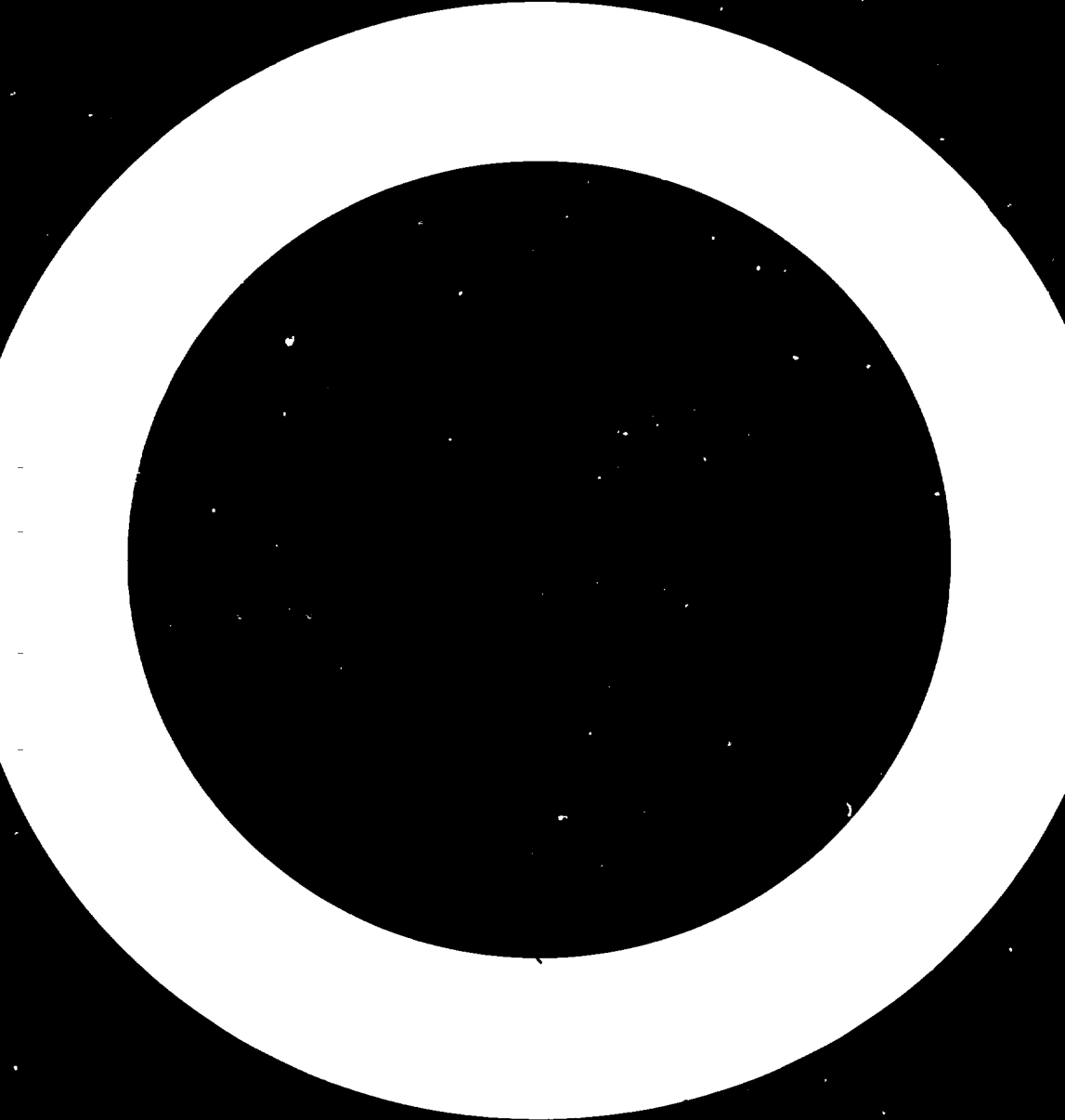
^eIl y a aussi des gisements peu importants ou non quantifiés en Belgique, en Bulgarie, en France, en Allemagne, en Grèce et en Yougoslavie.

Références pour l'appendice B

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

Deuxième partie

ENGRAIS AZOTES

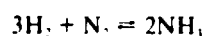


VI. Production d'ammoniac

A. Historique de la synthèse de l'ammoniac

Comme nous l'avons dit au chapitre premier, l'ammoniac synthétique (NH_3) est devenu la source principale de tous les engrais azotés, surtout depuis 1945. Aujourd'hui, plus de 95 % des engrais azotés du commerce sont de l'ammoniac synthétique ou des dérivés de ce corps: le nitrate de sodium naturel (salpêtre du Chili), l'ammoniac récupéré dans les gaz de fours à coke (en général sous forme de sulfate d'ammonium), la cyanamide calcique et les autres sources secondaires ne fournissent que de faibles pourcentages. Le procédé de synthèse a été mis au point, surtout par Fritz Haber, à partir de 1904; en 1909, il a pu le faire fonctionner à l'échelle du laboratoire: 80 g d'ammoniac par heure [1]. Passer à l'échelle commerciale avec de hautes températures et de hautes pressions posait des problèmes considérables, compte tenu des techniques et des matériaux alors disponibles. On attribue en général à un collaborateur de Haber, Carl Bosch, le mérite d'y avoir réussi, d'abord à l'échelle d'une usine pilote, puis à l'échelle commerciale (30 tonnes par jour). La production a commencé en 1913 à Oppau (Allemagne).

Du point de vue chimique, le procédé est simple: la réaction est :



Cette réaction est exothermique: la chaleur nette est d'environ 11 000 cal/molécule-gramme à 18 °C (647 kcal/kg d'ammoniac) si NH_3 est à

l'état gazeux. La chaleur nette dégagée augmente avec la température et peut être de 15 à 20 % plus élevée dans les conditions ordinaires de fonctionnement, 400 à 500 °C.

La réaction n'est pas complète: les conditions de l'équilibre sont telles qu'élever la pression augmente le taux de transformation en ammoniac, tandis qu'une hausse de la température a l'effet inverse, comme le montre le tableau 1 [2]. On peut donc obtenir une transformation d'environ 90 % à 200 °C sous 300 atm, mais, pour la même pression, à une température de 700 °C le taux de la transformation à l'équilibre n'est que de 7,3 %. Pour une température constante de 450 °C, ce taux, qui est de 2,1 % sous 10 atm, passe à 35,8 % sous 300 atm et à 69,7 % sous 1 000 atm. Toutefois, la réaction est très lente à 200 °C et s'accélère quand la température augmente. Il faut donc adopter un compromis entre la vitesse de réaction et le taux à l'équilibre. Haber et les chercheurs qui lui ont succédé ont fait de grands efforts pour accélérer la réaction au moyen d'un catalyseur. Les premières études de Haber ont porté sur le fer, qui n'était pas très actif. Plus tard, il constata que l'osmium et l'uranium étaient beaucoup plus efficaces, mais ces éléments étaient rares et coûteux. Plus tard encore, vers 1911, on remarqua que certaines impuretés augmentaient l'activité catalytique du fer. Après des essais portant sur plusieurs milliers de formules, on a choisi le fer additionné de deux promoteurs. Ce fer a été obtenu à partir de la magnétite (Fe_3O_4) avec addition de potassium, d'alumine et de

TAB. I. POURCENTAGE D'AMMONIAC A L'EQUILIBRE DANS UN MELANGE CONTENANT TROIS MOLECULES D'HYDROGENE POUR UNE D'AZOTE

Temperature (°C)	Pression (atm)						
	10	30	50	100	300	600	1 000
200	50,66	67,56	74,38	81,54	89,94	95,37	98,29
250	28,34	47,22	56,33	67,24	81,38	90,66	96,17
300	14,73	30,25	39,41	52,04	70,96	84,21	92,55
350	7,41	17,78	25,23	37,35	59,12	75,62	87,46
400	3,85	10,15	15,27	25,12	47,00	65,20	79,82
450	2,11	5,86	9,15	16,43	35,82	53,71	69,69
500	1,21	3,49	5,56	10,61	26,44	42,15	57,47
550	0,75	2,18	3,45	6,82	19,13	31,63	41,16
600	0,49	1,39	2,26	4,52	13,77	23,10	31,43
650	0,33	0,96	1,53	3,11	9,92	16,02	20,70
700	0,23	0,68	1,05	2,18	7,28	12,60	12,87

Source: A. I. Larson et R. I. Dodge (1923) *Journal of the American Chemical Society*, 45:2918; et A. I. Larson, *ibid.* (1924), 46:367-72

calcium (au cours de la réaction, l'hydrogène réduit le fer de la magnétite à l'état métallique). Ce genre de catalyseur est toujours couramment employé avec certains perfectionnements.

Même avec les meilleurs catalyseurs disponibles, on est limité par la vitesse de réaction et on est obligé d'accepter un compromis entre un taux de transformation élevé, d'une part, et une longue durée de séjour qui exigerait un convertisseur de grande taille fort coûteux, d'autre part; d'ordinaire, on obtient une transformation équivalant à 70-80 % de la proportion à l'équilibre. Comme, dans les conditions ordinaires de fonctionnement, l'équilibre peut correspondre à une transformation à 25 à 35 %, le taux effectivement obtenu peut être, par exemple, compris entre 17 et 28 %.

Pour améliorer le taux de transformation, Haber eut l'idée de la boucle de synthèse de l'ammoniac : le gaz quittant le convertisseur est refroidi de façon à condenser, sous forme liquide, la plus grande partie de l'ammoniac, que l'on élimine du gaz. Les gaz restants, c'est-à-dire l'azote et l'hydrogène qui n'ont pas réagi, sont réchauffés et recyclés dans le convertisseur avec du mélange frais. Haber reconnut aussi qu'une grande partie du refroidissement pouvait se faire par échange de chaleur entre le gaz froid qui entre dans le convertisseur et le gaz chaud qui en sort.

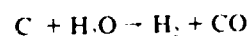
Les principes fondamentaux de la synthèse de l'ammoniac étaient donc bien connus de Haber et de ses collaborateurs et ils servent encore de base aux méthodes modernes de production.

Pendant de longues années, les résultats de Haber et de Bosch n'ont pas été disponibles en dehors de l'Allemagne ni en dehors de la société à laquelle ils appartenaient (BASF), à cause du secret commercial et de la guerre de 1914-1918. Pendant cette guerre, l'US Army Ordnance a construit à Sheffield (Alabama) une usine appliquant le procédé Haber, d'après des informations fournies par le Service de renseignements des Etats-Unis, mais les indications sur le catalyseur étaient incomplètes et l'usine ne fonctionna pas [3]. Après la guerre, le Gouvernement des Etats-Unis créa le Fixed Nitrogen Research Laboratory pour obtenir les informations nécessaires et, en 1921, la première usine d'ammoniac synthétique des Etats-Unis fut construite par l'Atmospheric Nitrogen Corp., devenue l'Allied Chemical Co. En 1932, il y avait aux Etats-Unis dix usines d'une capacité nominale totale de 287 000 t/an d'azote.

Au cours des premières années de la seconde guerre mondiale, le Gouvernement des Etats-Unis s'est rendu compte que, si le pays entrait en guerre, il ne disposerait pas d'assez d'azote fixé pour satisfaire la demande des usines de munitions. Dix autres usines, d'une capacité totale de 595 000 t/an d'azote ont donc été construites.

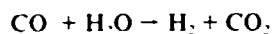
Pendant les dernières années de la guerre et les années suivantes, la production de ces usines a servi à fabriquer des engrais, surtout du nitrate d'ammonium. La demande d'engrais a augmenté rapidement et, en 1958, il y avait aux Etats-Unis 58 usines dont on estimait la capacité annuelle totale à 3,8 millions de tonnes d'azote. Les principales améliorations apportées à la technique ont été l'utilisation du gaz naturel ou du naphtha comme matière première, vers la fin des années 40 et pendant les années 50, ainsi que la mise au point de compresseurs centrifuges pendant les années 60. Ces progrès s'ajoutant aux économies d'échelle, ont réduit progressivement le coût de l'ammoniac et des engrais azotés (jusqu'en 1972) et en ont accru la demande. En 1974, on estimait la capacité mondiale à 62,5 millions de tonnes d'azote et l'on prévoyait 107,2 millions de tonnes pour 1981 [4]. Compte tenu du fonctionnement au-dessous de la capacité et des utilisations autres que les engrais, on pensait que l'offre d'engrais azotés passerait de 41 millions de tonnes en 1974 à 62 millions en 1981 [3]. La production effective d'azote destinée aux engrais a été estimée à environ 46 millions de tonnes en 1977 [5].

La plupart des usines construites avant 1945 fonctionnaient au coke. Dans le procédé Haber originel, on partait du coke, utilisé dans un gazogène à gaz mixte fonctionnant de façon cyclique. Pendant la première partie du cycle, le coke était brûlé par de l'air jusqu'à ce que sa température atteigne le niveau convenable, soit plus de 1 000 °C. Ensuite, on arrêtait l'arrivée d'air et on envoyait de la vapeur d'eau sur le lit de coke; il se formait du CO et de l'H₂, par la réaction :



Cette réaction est endothermique et le lit de coke se refroidit rapidement jusqu'au point où un nouveau chauffage devient nécessaire. Le gaz ainsi obtenu contient normalement 50 % H₂, 40 % CO, 5 % N₂ et 5 % CO₂. Pour fournir l'azote nécessaire, on employait des gazogènes séparés, également au coke, alimentés continuellement par de l'air, qui fournissaient un gaz contenant 62 % N₂, 32 % CO, 4 % H₂ et 2 % CO₂. Les deux gaz étaient recueillis séparément dans des réservoirs et mélangés dans les proportions voulues pour obtenir dans le gaz devant servir à la synthèse une proportion moléculaire N₂ H₂ de 1/3. On pouvait aussi envoyer de façon continue dans le gazogène un mélange d'air enrichi en oxygène et de vapeur pour obtenir un gaz de la composition désirée. Dans certaines usines plus récentes, comme celle de la TVA, construite en 1942, on employait un gaz mixte : le gaz obtenu pendant la seconde partie du cycle était oxydé en partie par de l'air secondaire, ce qui évitait la nécessité d'avoir des gazogènes distincts alimentés uniquement par de l'air. Dans

ce cas, le gaz contenait 36,3 % H₂, 21,8 % N₂, 36,2 % CO et 5,5 % CO₂. On pouvait amener la teneur en azote à la valeur nécessaire du point de vue stoechiométrique en ajoutant une partie du gaz fourni par la première partie du cycle. Une épuration poussée du gaz était nécessaire pour éliminer la poussière, le soufre et les autres impuretés. Le gaz subissait plusieurs stades de compression, avec épuration entre les stades. Le premier de ces stades était la "réaction de conversion", transformant CO et la vapeur en H₂ et CO₂:



Le stade suivant était l'élimination du CO₂ par lavage à l'eau sous environ 25 atm et le troisième l'élimination du CO résiduel par lavage avec de la "liqueur aux sels de cuivre" (solution d'acétate et de formiate de cuivre), d'ordinaire sous environ 200 atm. Le dernier stade était la synthèse de l'ammoniac exposée plus haut, sous une pression variant de 200 à 1 000 atm, suivant le procédé adopté. La quantité totale d'énergie consommée par le procédé au coke pour le combustible, la matière première et l'énergie mécanique était d'environ 88 gigajoules (GJ) par tonne d'ammoniac, contre environ 36 GJ pour une usine moderne fonctionnant au gaz naturel [1]. L'effectif du personnel nécessaire était de quelque 1 800 personnes, contre 60 pour l'usine moderne, et les investissements étaient presque triples. De plus, la cokéfaction était onéreuse.

Dès 1926, on a commencé à employer directement le charbon ou le lignite comme matière première, grâce au gazéifieur Winkler. On a mis au point l'oxydation partielle du fuel lourd; le reformage à la vapeur du gaz naturel et des hydrocarbures légers a été utilisé commercialement en 1940, mais son usage ne s'est répandu qu'au cours des années 50. Aujourd'hui, on estime que le reformage à la vapeur du gaz naturel et du naphta fournit plus de 80 % de la production totale d'ammoniac. Certaines autres matières premières, telles que le gaz de pétrole liquéfié (GPL) et les gaz de queue de raffinerie, sont également traitées de cette façon; la proportion de l'ammoniac ainsi produite pourrait donc atteindre 85 %. La grande majorité des usines en projet ou en construction utiliseront le gaz naturel et la tendance à court terme sera donc une utilisation plus grande de cette matière première. Cependant, la quantité de gaz naturel existant dans le monde est limitée et, dans l'avenir, d'autres matières premières prendront de l'importance, comme il est dit dans le chapitre V.

Les améliorations techniques signalées ci-dessus, ainsi que d'autres trop nombreuses pour les énumérer, s'ajoutant aux économies d'échelle, ont eu pour effet une baisse régulière du prix de revient, tombant de plus de 200 dollars la tonne

en 1940 à environ 30 dollars en 1972. Ensuite, la tendance s'est renversée et les coûts ont augmenté, surtout à cause de la hausse des matières premières et d'un fort accroissement du coût de construction des usines, dû surtout au coût accru des matériaux et de la main-d'œuvre ainsi qu'à un équipement plus complexe pour récupérer la chaleur et l'énergie, rendu nécessaire par le besoin d'économiser un combustible onéreux. Une réglementation plus sévère sur la pollution a aussi joué un rôle.

On prévoit de nouvelles améliorations techniques, mais pas suffisantes pour renverser la tendance actuelle des coûts. Augmenter la capacité unitaire au-dessus de la norme actuelle de 1 000 à 1 200 t/j ne permettrait qu'une faible économie, qui serait probablement compensée par l'augmentation du coût de la distribution. La plus grande usine d'ammoniac du monde a une capacité nominale d'environ 1 600 t/j. Il existe des plans d'installations de 2 000 t/j, mais les bénéfices économiques sont douteux.

B. Procédés de reformage à la vapeur

1. Données thermochimiques

Comme les procédés par reformage à la vapeur représentent plus de 80 % de la production mondiale, nous les décrivons plus en détail. La figure 1 est un schéma d'acheminement de ce procédé pour le cas où la matière première est le gaz naturel; il montre les principales réactions chimiques et les valeurs habituelles des pressions. La réaction chimique globale est à peu près :

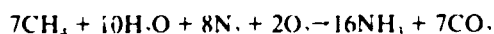


Figure 1. Diagramme d'acheminement de la synthèse de l'ammoniac (reformage à la vapeur du gaz naturel)

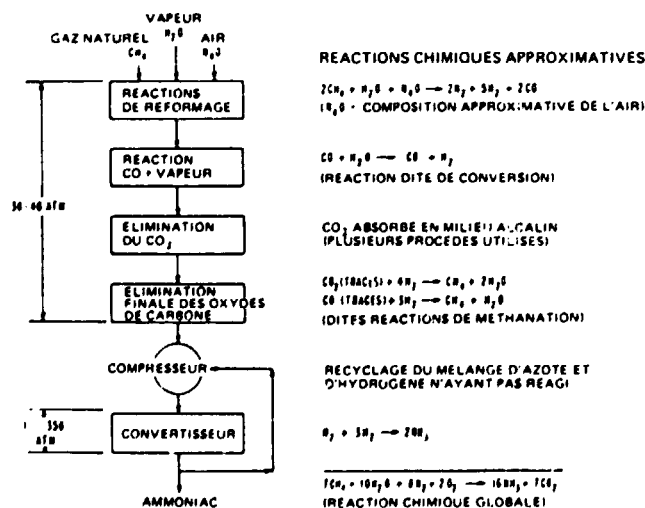


TABLEAU 2. REACTIONS CHIMIQUES, TEMPERATURES ET CHALEURS DE REACTION DANS LA PRODUCTION D'AMMONIAC A PARTIR DU METHANE

Stade	Reaction	Température habituelle en °C	Chaleur de réaction en kcal/g-mole ^a
Reformage à la vapeur ^b	$\text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O} = \text{CO} + 3\text{H}_2$	790-820	-206,2
Reformage secondaire ^{b,c}	$\text{CH}_4 + 1/2\text{O}_2 + (2\text{N}_2) = \text{CO} + 2\text{H}_2 + (2\text{N}_2)$	900-1 200	35,6
Réaction de conversion	$\text{CO} + \text{H}_2\text{O} = \text{H}_2$	200-450	91,8
Elimination du CO ₂	Séparation physique	70-105	—
Méthanation	$\text{CO} + 3\text{H}_2 = \text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O}$ $\text{CO}_2 + 4\text{H}_2 = \text{CH}_4 + 2\text{H}_2\text{O}$	250-450	206,2 165,0
Synthèse de l'ammoniac	$3\text{H}_2 + \text{N}_2 = 2\text{NH}_3$	300-500	91,8
Condensation de l'ammoniac	$\text{NH}_{3(g)} = \text{NH}_{3(\text{liquide})}$	30 à -30	21,0

^aChaleur de réaction d'après la référence [1]; le signe - indique la chaleur absorbée, le signe + la chaleur dégagée. Pour transformer en kcal, multiplier par 0,239.

^bPour plus de simplicité, la réaction principale du reformage est seule indiquée, mais la réalité est bien plus complexe. En particulier, il se forme au cours de ces stades une quantité appréciable de CO.

^cLa réaction 1 se continue pendant le reformage secondaire.

On peut calculer comme suit la chaleur dégagée, à partir des chaleurs de formation normales :

Reactifs	kcal/g-mole	=	kcal total pour l'équation ci-dessus
CH ₄ (g)	-17,89 × 7	=	-125,23
H ₂ O(l)	-68,32 × 10	=	683,20
N ₂ (g)	0		0
O ₂ (g)	0		0
Total pour les réactifs			-808,43
Produits			
NH ₃ (l)	-16,06 × 16		259,96
CO ₂ (g)	-94,05 × 7		-658,35
Total pour les produits			918,31
Chaleur nette de réaction			109,88

La réaction d'ensemble est donc exothermique; l'équation ci-dessus conduit à environ 110 kcal si l'ammoniac est à l'état liquide, 30 kcal s'il est à l'état gazeux. Comme la réaction, telle qu'elle est écrite, produit $17 \times 16 = 272$ g d'ammoniac, la chaleur nette dégagée s'élève à environ 404 000 kcal/tonne d'ammoniac liquide ou 110 000 kcal/tonne d'ammoniac gazeux. A première vue, cela peut sembler contraire à l'idée généralement admise que la production d'ammoniac consomme une énorme quantité d'énergie. Cependant, si le même poids (7 molécules-grammes) de méthane était brûlé, c'est-à-dire transformé en CO₂ et H₂O, il y aurait un dégagement de chaleur d'environ 1 343 kcal (pouvoir calorifique inférieur)¹, soit environ 5 millions de kcal/tonne d'ammoniac, ou 21 GJ. La production d'ammoniac consomme donc de l'énergie, en ce sens qu'elle utilise une matière première qui pourrait être employée comme combustible.

Aux différents stades de la production d'ammoniac, la température varie de 0 à 1 200 °C; il faut

¹C'est-à-dire compte non tenu de la chaleur de condensation de l'eau formée.

donc utiliser du combustible pour chauffer les réactifs; une grande partie de la chaleur est récupérée, mais il y a des pertes appréciables. Il en résulte que les installations au gaz naturel dotées des systèmes de récupération de chaleur les plus efficaces exigent environ 8,6 millions de kcal (36 GJ) pour le combustible et la matière première [6]. Ce chiffre est calculé d'après le pouvoir calorifique inférieur [1] du méthane. En outre, il faut une quantité appréciable d'énergie électrique (20 à 50 kWh/t), bien que la plus grande partie de l'énergie mécanique soit fournie par des turbines actionnées par la vapeur obtenue par récupération de chaleur. Il serait possible d'améliorer un peu cette récupération, mais cela accroîtrait le coût en capital. Le tableau 2 indique les températures habituelles pour les différents stades de la production, dans le cas du reformage à la vapeur du gaz naturel, la principale réaction pour chaque stade et les chaleurs de réaction correspondantes. On remarquera que toutes les réactions sont exothermiques, sauf le reformage à la vapeur du méthane, et que les températures aux divers stades sont très différentes. Il en résulte que les échangeurs de chaleur représentent une proportion élevée du coût de premier établissement.

2. Matières premières pour le reformage à la vapeur

Gaz naturel

Comme il a été dit plus haut, c'est la principale matière première; elle est actuellement utilisée pour plus de 70 % de la production mondiale d'ammoniac [6]. Le gaz naturel peut être "associé" ou "non associé". Le gaz associé accompagne le pétrole brut; il s'en dégage lorsqu'on diminue la pression dans le déshuileur. Sa composition varie avec la pression de fonctionnement de

cet appareil. Comme le méthane est le plus volatil, il peut se dégager sous une pression assez forte. Des baisses successives de pression permettent une séparation : le méthane se dégage d'abord et les gaz moins volatils, l'éthane, le butane et le propane sont recueillis séparément.

Les hydrocarbures supérieurs ont en général plus de valeur que le méthane pour la pétrochimie ou pour la vente sous forme de gaz de pétrole liquéfié (GPL). Ces produits sont donc le plus souvent vendus séparément et l'expression "gaz naturel" désigne d'ordinaire la fraction contenant surtout du méthane avec de faibles pourcentages d'éthane et d'hydrocarbures supérieurs. Pour la fabrication d'ammoniac, le méthane est préférable aux hydrocarbures supérieurs, puisque tout le carbone contenu dans la matière première est transformé en CO ou en CO₂, qu'il faut éliminer de l'ammoniac gazeux obtenu. Les unités d'épuration seront donc d'autant plus petites et d'autant moins coûteuses que le rapport carbone/hydrogène dans la matière première sera plus faible.

Dans les complexes ammoniac-urée, où tout le gaz ammoniac sert à la fabrication d'urée, la quantité de CO₂ provenant du méthane employé comme matière première peut être insuffisante pour la fabrication d'urée, qui exige un rapport CO₂/NH₃ de 1/2, tandis que la fabrication d'ammoniac par reformage de méthane pur fournit un rapport de 7/16, d'après l'équation approximative donnée plus haut. Dans ce cas, il serait avantageux d'employer un gaz naturel contenant assez d'hydrocarbures supérieurs pour fournir une quantité suffisante de CO₂. C'est souvent le cas, comme le montre l'exemple de composition de gaz naturel figurant au tableau 3. On peut aussi obtenir des quantités supplémentaires de CO₂ à partir des gaz de carneau du four de reformage, mais cette solution est relativement coûteuse.

Dans le passé, le gaz naturel associé a souvent été considéré comme un sous-produit indésirable de l'extraction du pétrole; c'est encore le cas dans certains pays où il n'existe aucun

moyen rentable de récupération ou d'utilisation. On peut alors l'envoyer sous pression dans la formation pétrolifère pour la "pressuriser" et augmenter donc le débit de pétrole ou le brûler à l'air libre dans une torchère. Une quantité appréciable est ainsi gaspillée. On cherche à l'utiliser en créant des usines pétrochimiques fabriquant par exemple de l'ammoniac ou du méthanol, ou des entreprises industrielles consommant beaucoup d'énergie telles que la production d'aluminium, ou encore en transportant le gaz sous forme liquide, mais cela exige beaucoup de temps et d'argent et l'on se heurte souvent à d'énormes difficultés à cause de l'éloignement des emplacements et de l'hostilité des milieux, allant de zones désertiques et de jungles tropicales à des régions arctiques.

La composition du gaz naturel, associé ou non, varie beaucoup. Les chiffres du tableau 3 ne sont qu'un exemple. Le gaz non associé est parfois du méthane presque pur; dans d'autres cas, le gaz peut contenir des pourcentages plus élevés de H₂S, de CO₂ ou des deux. Les autres constituants, d'ordinaire secondaires, sont l'azote et quelquefois l'hélium. D'ordinaire, on élimine CO₂ et H₂S par lavage avant transport par gazoduc pour éviter la corrosion de celui-ci. Le H₂S peut être transformé en soufre élément qui, dans certains cas, peut être un sous-produit rentable.

Sources de méthane autres que le gaz naturel

Il est clair qu'on peut employer pour la fabrication d'ammoniac du méthane provenant de n'importe quelle source; certaines de celles-ci ont été citées au chapitre V. Une source prometteuse est la décomposition anaérobie de déchets organiques ou de biomasse (matières végétales celluloses) tels que déchets provenant des forêts (résidus, produits d'élevage et de débroussaillage) ou plantes cultivées. Il existe aux Etats-Unis plusieurs projets, dont certains déjà réalisés, de production du méthane à partir de fumier ou de déchets urbains [7]. La fermentation anaérobie produit un gaz contenant environ 55% de méthane, le reste étant surtout du CO₂, qu'il est facile d'enlever par lavage au moyen de monoéthanolamine (MEA) ou d'autres solvants. Dans plusieurs cas, le méthane obtenu est vendu à des distributeurs de gaz naturel par gazoducs à fins de mélange avec ce gaz. Le prix variant de 1,30 à 1,90 dollar le mille pieds cubes (46 à 67 dollars les 1 000 m³). On a estimé que le méthane provenant de ces sources pourrait fournir 20% de la consommation américaine actuelle de gaz naturel [8]. Comme la fabrication d'ammoniac ne représente que 1 à 2% de la consommation des Etats-Unis, il est évident que le biogaz pourrait satisfaire les besoins actuels en méthane et probablement les besoins futurs. Dans la plupart des projets, il est vraisemblable que le coût est en

TABLEAU 3. COMPOSITION MOYENNE DU GAZ NATUREL

Constituant	Pourcentage (en volume)	
	À la tête du puits	À la sortie du gazoduc
CH ₄	75,9	93,3
N		2,0
Argon		0,4
CO	7,3	0,01
H ₂ S	8,9	5 ppm
Hydrocarbure		
C ₂ H ₆	3,3	3,3
C ₃ H ₈	1,2	0,9
C ₄ H ₁₀	0,8	0,2
C ₅ H ₁₂	0,5	0,01
C ₆ H ₁₄	2,3	

partie supporté par les organismes d'évacuation des déchets, mais certains estiment que le biogaz obtenu à partir de plantes cultivées pourrait être d'un prix égal ou inférieur à celui provenant d'autres matières premières telles que le charbon ou le naphta. En Inde, on produit du méthane dans de nombreuses petites cuves à biogaz; en Chine, il y aurait plus de 400 000 cuves produisant du méthane à partir de gadoue d'herbe, de tiges de végétaux, d'eaux usées, d'ordures, etc. [9]. Le méthane est utilisé à la campagne pour la cuisine; il a aussi quelques utilisations industrielles tel le combustible pour petites cimenteries ou pour l'entraînement de pompes à eau. Il n'est pas, que l'on sache, utilisé pour fabriquer de l'ammoniac, mais ce serait évidemment possible si l'on pouvait disposer d'assez de gaz en un même point pour travailler à une échelle suffisante pour assurer la rentabilité. A ce sujet, on a estimé qu'une décharge surveillée de Mountain View (Californie) pourrait fournir pendant huit à dix ans 5 millions de pieds cubes (142 000 m³) par jour de gaz contenant environ 60 % de méthane. Il est certain que les déchets urbains des grandes villes pourraient alimenter même une usine d'une capacité de 1 000 tonnes d'ammoniac par jour. Cependant, beaucoup d'études de mise au point seront nécessaires pour montrer que la production à grande échelle de méthane à partir de déchets urbains est techniquement et économiquement possible et pour assurer l'évacuation du résidu qui pourrait être utilisé comme engrais.

Gaz de pétrole liquéfié

Ce gaz, qui contient surtout du butane et du propane, a été utilisé comme matière première au Japon; on signale qu'il le serait dans l'avenir en Norvège. Le gaz naturel liquéfié (GNL) est, lui aussi, employé au Japon. Ces matières premières sont relativement coûteuses, mais souvent moins que le naphta. Le "gaz naturel synthétique", obtenu à partir du charbon, est pratiquement du méthane pur et il pourrait être employé dans l'avenir.

Naphta

Dans les régions du monde où l'on ne dispose pas de gaz naturel, le naphta a été préféré comme matière première pour la production d'ammoniac par reformage à la vapeur, surtout de 1950 à 1974, période où il était relativement bon marché. Dans beaucoup de pays, la quantité de naphta provenant du raffinage du pétrole dépassait la demande. Le naphta est la fraction légère des hydrocarbures, d'un point d'ébullition variant entre 40 et 130 °C, d'un poids moléculaire approximatif de 88, le rapport atomique H/C étant d'environ 2,23. On préfère le naphta obtenu par distillation directe à celui provenant du craquage ou de l'hydrocraquage

d'hydrocarbures supérieurs, qui contient d'ordinaire des composés sulfurés, difficiles à éliminer. Le tableau 4 donne la composition et les propriétés physiques moyennes. Depuis 1974, les cours mondiaux du naphta ont augmenté plus vite que ceux d'autres matières premières, à cause de la demande pour la fabrication de combustible pour moteurs et de produits chimiques tels que l'éthylène et le propylène. Plusieurs usines conçues à l'origine pour utiliser le naphta l'ont donc remplacé par d'autres matières premières comme le gaz naturel, le gaz naturel liquéfié ou le gaz de pétrole liquéfié; l'utilisation du naphta est rarement prévue dans les usines actuellement en construction.

TABLEAU 4. COMPOSITION ET PROPRIÉTÉS PHYSIQUES MOYENNES DU NAPHTA

Constituant ou propriété	Valeur moyenne
Poids spécifique à 15,5 °C	0,686
Poids d'ébullition initial (en °C)	41
Point d'ébullition final (en °C)	131
Insaturés (pourcentage en volume)	1
Aromatiques (pourcentage en volume)	4
Saturés (pourcentage en volume)	95
Soufre total (en ppm en poids) sous forme de :	368
H ₂ S	2
RSH	146
R ₂ S	119
R ₂ S	80
S	1
Soufre non réactif	20
C (pourcentage)	84,4
H (pourcentage)	15,7
Poids moléculaire	88
Pouvoir calorifique (en kcal/kg)	10,500

Le procédé de reformage à la vapeur du naphta a été surtout mis au point par Imperial Chemical Industries en Angleterre et a été très employé en Europe, au Japon et dans de nombreux pays en développement. Le principal problème technique était d'éviter la formation de carbone sur le catalyseur de reformage sans consommer une quantité exagérée de vapeur; on y est arrivé en modifiant la composition du catalyseur.

Gaz de raffinerie

Les raffineries de pétrole et les complexes pétrochimiques fournissent, comme sous-produits, divers gaz qui peuvent servir de combustible et/ou de matière première. La composition des gaz de queue de raffinerie varie beaucoup; ils contiennent d'ordinaire de l'hydrogène, du méthane et des hydrocarbures supérieurs; ils peuvent servir de matière première pour le craquage à la vapeur. Leur quantité est en général insuffisante pour une production rentable d'ammoniac, à moins que la raffinerie ne soit très importante. Un autre inconvénient est que le volume et la composition

des gaz de queue peuvent varier suivant la demande des divers produits de raffinage, ce qui peut gêner le fonctionnement de l'usine d'ammoniac. De plus, les raffineries sont souvent en mesure d'utiliser elles-mêmes leurs gaz de queue; par exemple, il est possible de séparer l'hydrogène et de l'utiliser pour l'hydrocraquage (production d'hydrocarbures légers en hydrogénant et en craquant les fractions lourdes).

Dans la fabrication de l'éthylène par craquage du naphta, il se dégage un gaz contenant surtout du méthane et de l'hydrogène. Plusieurs autres processus pétrochimiques fournissent comme sous-produits des gaz utilisables comme matière première, soit par craquage à la vapeur, soit par séparation cryogénique de l'hydrogène.

Les gaz de queue ne sont utilisés que par quelques usines, en Europe et au Japon.

Gaz de fours à coke

Il contient environ 55 % H₂, 25 % CH₄, 8 % CO, 6 % N₂ et de petites quantités d'hydrocarbures supérieurs, de CO₂ et d'impuretés diverses. Il pourrait sans doute servir, après épuration, à la fabrication d'ammoniac par reformage à la vapeur; mais, d'ordinaire, on sépare l'hydrogène par une méthode cryogénique, un lavage à l'azote liquide. Beaucoup d'aciéries possèdent une unité de séparation de l'air destinée à fournir l'oxygène dont elles ont besoin; elles constituent donc une source d'azote liquide. Le procédé cryogénique donne un mélange d'azote et d'hydrogène convenant pour la synthèse de l'ammoniac; le mélange de CO, CH₄ et hydrocarbures supérieurs qui reste sert de combustible. Le principal inconvénient est le même que pour les gaz de queue de raffinerie: la quantité de gaz de fours à coke dépend de la production de ces derniers, qui, à son tour, dépend de la production d'acier. Ce gaz est peu utilisé comme matière première.

Huile lourde

Les hydrocarbures liquides plus lourds que le naphta servent de matière première pour la fabrication d'ammoniac par des procédés par oxydation partielle que nous étudierons plus loin dans le présent chapitre, mais on s'est quelque peu intéressé à l'application du procédé par reformage à la vapeur et la Toyo Engineering Corporation a récemment signalé une réussite à l'échelle de l'usine pilote [10], à partir de pétrole brut provenant de différentes sources ou d'huile lourde résiduelle. On dispose de peu de détails sur le procédé; deux nouveaux catalyseurs sont utilisés dans les reformeurs primaire et secondaire; ils ne sont pas affectés par la présence de soufre. Le catalyseur du reformeur primaire permet de gazéifier l'huile lourde, sans dépôt de carbone, à 900 à 1 000 °C, le secondaire servant au reformage du

méthane qui reste dans le gaz après le premier reformage. Le gaz obtenu contient encore, à l'état de H₂S, tout le soufre existant dans la matière première, qu'il faudrait éliminer comme dans le cas des procédés par élimination partielle. Les avantages possibles de ce nouveau procédé sont un moindre investissement (on n'a pas besoin d'une installation de séparation de l'air) et une moindre consommation d'énergie que dans le procédé par oxydation partielle.

Autres matières premières

Le méthanol et l'éthanol peuvent servir de matière première dans le procédé par reformage à la vapeur, mais on n'a signalé aucune utilisation commerciale. Les autres matières premières possibles telles que l'hydrogène électrolytique, le charbon et le mazout seront étudiées à part, à propos des différents procédés.

Prix des matières premières²

Ces prix sont souvent fixés par les gouvernements. Le prix du pétrole brut sur le marché mondial est régulé par l'Organisation des pays exportateurs de pétrole (OPEP) et celui des dérivés tels que le naphta dépend indirectement du cours du pétrole brut. Les gouvernements des pays producteurs fixent souvent pour le pétrole brut et le naphta des prix nationaux inférieurs aux cours du marché mondial. Même dans les pays importateurs, les gouvernements peuvent influencer le coût des matières premières telles que le naphta en subventionnant le fonctionnement des raffineries.

Aux Etats-Unis, en juillet 1978, le prix maximal du gaz naturel provenant de sources nouvelles et livré par un gazoduc traversant au moins une frontière d'Etat, est de 1,43 dollar les mille pieds cubes (50,53 dollars les 1 000 m³), à la tête de puits. Le prix payé par le client est également contrôlé; il dépend de la proportion de gaz "vieux" et de gaz "neuf", de la distance du transport, de l'importance et de la structure des utilisations et du fait que la livraison est susceptible d'être interrompue ou que, au contraire, il s'agit d'un contrat ferme. Même dans ce dernier cas, il peut y avoir restriction si l'offre est insuffisante. Un projet de loi (1978) vise à augmenter peu à peu le prix maximal du gaz traversant au moins une frontière d'Etat et peut-être, ultérieurement, à supprimer les contrôles.

Actuellement (1978), il n'y a, aux Etats-Unis, aucun contrôle sur le gaz ne traversant pas une frontière d'Etat. Les prix pour les entreprises industrielles sont fixés par des négociations et, en général, non publiés. La plupart des nouvelles usines d'ammoniac sont implantées dans des Etats

²D'après la situation au milieu de 1978.

produisant du gaz tels que le Texas, la Louisiane et l'Oklahoma, où l'offre est plus fiable et indépendante du Gouvernement fédéral. Les prix peuvent atteindre 1,90 dollar les 1 000 pieds cubes (67 dollars les 1 000 m³).

Dans certains pays européens producteurs, le prix du gaz peut être de 0,80 dollar les 1 000 pieds cubes (23 dollars les 1 000 m³); dans certains pays en développement qui disposent de grandes quantités de gaz, les prix iraient de 0,20 à 0,60 dollar les 1 000 pieds cubes (5,66 à 16,98 dollars les 1 000 m³), suivant le coût de la collecte et de l'épuration, la longueur du transport par gazoduc et la politique adoptée par le gouvernement.

Dans les pays importateurs de pétrole, le prix du fuel lourd peut être un peu inférieur au prix du brut à la raffinerie, surtout pour des huiles à forte teneur en soufre qui ne peuvent être utilisées comme combustible sans recours à des moyens onéreux de lutte contre la pollution.

Le prix du charbon varie beaucoup suivant sa qualité, le coût de l'extraction et celui du transport. On estime qu'aux Etats-Unis, pendant la période 1980-2000, ils seront, au carreau de la mine, de 13 à 25 dollars la tonne, mais les prix actuels sont plus élevés, surtout pour le charbon à faible teneur en soufre qui est rare et peut coûter jusqu'à 50 dollars la tonne [11].

L'influence de la nature et du coût de la matière première sur le coût de premier établissement et le coût de production de l'ammoniac est étudiée plus loin dans le présent chapitre.

Pour le gaz naturel liquéfié, les prix sont normalement, aux Etats-Unis, et au Japon, d'environ 3 dollars les 1 000 pieds cubes (106 dollars les 1 000 m³) au terminal de réception. Une publication récente indique une fourchette de 1,22 à 3,37 dollars les 1 000 pieds cubes (43 à 119 dollars les 1 000 m³) pour le présent et pour l'avenir; les chiffres les plus bas correspondent à des contrats négociés il y a plusieurs années [12]. On a signalé l'emploi du GNL au Japon comme matière première pour la fabrication d'ammoniac, mais il ne semble pas utilisé aux Etats-Unis.

Le cours mondial du naphta est normalement d'environ 135 dollars la tonne; il dépend de celui du brut, actuellement environ 95 dollars la tonne. Il est probable que ces prix seront régulés par les gouvernements. Par exemple, aux Etats-Unis, le brut d'origine nationale vaut 8 dollars le baril (environ 58 dollars la tonne).

Besoins en matières premières

Dans presque tous les cas, on emploie le même produit comme matière première et comme combustible. Les besoins en combustible peuvent dépasser 40 % du total, suivant le degré de récupération de la chaleur. Il y a quelques années, quand le combustible était bon marché, beaucoup

d'usines ont été construites avec le minimum de récupérateurs de chaleur. Buivadas *et al.* citent un exemple où la quantité de combustible (gaz naturel) nécessaire a diminué de 34 % grâce à une utilisation plus efficace de l'énergie, surtout le recours à la vapeur à haute pression et le préchauffage de l'air envoyé dans les reformeurs [13]. La réduction des besoins totaux — combustible et matière première — a été d'environ 15 %, au prix d'une augmentation d'environ 6 % du coût en capital de l'usine.

Les chiffres suivants sur les besoins en combustible et matière première supposent une récupération efficace de la chaleur [13].

Matière première et combustible	Besoins par tonne de NH ₃		
	Pouvoir calorique admis ^d	Quantité	Millions de kcal
Gaz naturel	8,015 kcal·m ³	1,073 m ³	8,6
Naphta	10,556 kcal·kg	0,89 t	9,4
Mazout	9,722 kcal·kg	1,00 t	9,7
Charbon	6,333 kcal·kg	1,97 t	12,5

^dIl s'agit toujours du pouvoir calorifique inférieur.

Dans une usine alimentée au gaz naturel, 34 % de celui-ci sont employés comme combustible, 66 % comme matière première; dans le cas du naphta, les chiffres correspondants sont environ 38 et 62 % [13]. Ces données concernent des usines dotées de bons systèmes de récupération d'énergie. Les chiffres indiqués pour le combustible ne comprennent pas la production d'électricité ou de vapeur autre que celle liée à la récupération de chaleur. Les usines modernes ont atteint l'auto-suffisance pour la vapeur et une grande partie de l'énergie mécanique est fournie par celle-ci, non par l'électricité, mais, dans les pays en développement, on considère que l'usine doit disposer d'une centrale électrique propre pour que la fourniture d'électricité soit fiable. De plus, si l'on fabrique également de l'urée, il faudra du combustible supplémentaire pour fournir la vapeur nécessaire. Les besoins totaux en combustible peuvent donc être supérieurs à ceux indiqués ci-dessus.

Quand la matière première est coûteuse, il peut être avantageux d'utiliser un combustible meilleur marché pour le chauffage et pour la production de vapeur et d'électricité. De même, lorsque la quantité de matière première (le gaz naturel par exemple) n'est pas suffisante pour qu'on puisse l'utiliser aussi comme combustible, on peut recourir à un combustible différent. Aux Etats-Unis, plusieurs usines utilisant le gaz naturel comme matière première sont équipées de façon à se servir de fuel léger pour le chauffage du reformeur. Quand le gaz naturel est meilleur marché que le fuel, on peut n'utiliser celui-ci que lorsque la quantité de gaz naturel fournie est limitée.

Les usines employant des matières premières coûteuses ou rares pourraient envisager d'utiliser

comme combustible le charbon ou le fuel lourd, mais ils ne peuvent servir pour chauffer les reformeurs que si l'on procède à des modifications importantes pour éviter que les impuretés contenues dans ces combustibles ne provoquent la corrosion ou l'érosion des tubes. Deane et Browne ont décrit un diagramme d'acheminement fondé sur le naphta où un combustible peu coûteux ("non-premium fuel") sert au préchauffage de la matière première et de l'air envoyé au reformeur secondaire [14]. L'emploi du charbon pour fournir la vapeur et l'énergie électrique dans des appareils conçus à cette fin ne poserait évidemment aucun problème technique. Chauffer directement le reformeur au charbon présenterait des difficultés sérieuses, mais une utilisation indirecte, par exemple celle d'un sous-produit du charbon, pourrait, dans certains cas, être techniquement et économiquement possible.

3. Technique du processus de reformage à la vapeur

La figure 2 donne un diagramme d'acheminement simplifié de la production d'ammoniac par

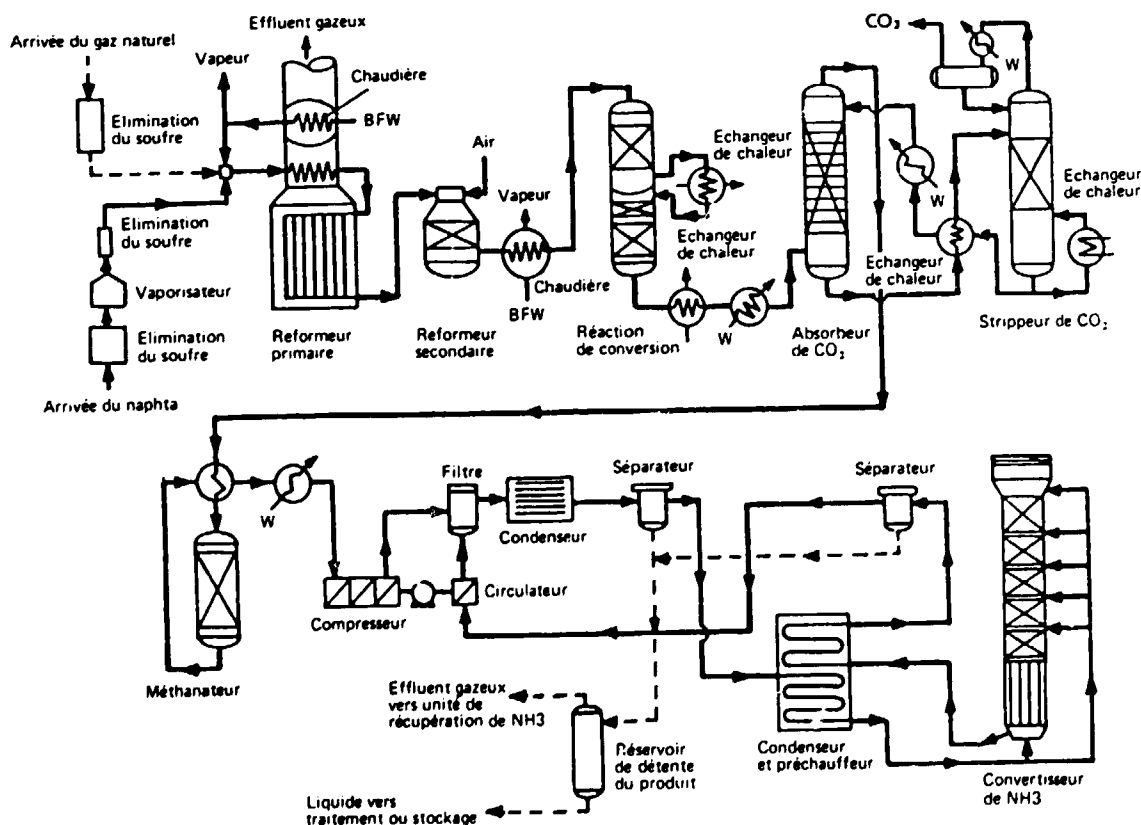
le reformage à la vapeur de gaz naturel ou de naphta. Nous allons exposer, dans leur ordre naturel, les différents stades.

Préparation de la matière première

Comme il a été dit plus haut, le gaz naturel exige le plus souvent une certaine épuration, en particulier l'élimination de CO_2 et de H_2S , qui peut être effectuée par le producteur si le gaz est envoyé par gazoduc; s'il est pris directement à la tête du puits, l'épuration peut incomber à l'utilisateur. Suivant la source, le gaz naturel peut contenir des grains de poussière ou des gouttelettes de liquide (huile ou eau) entraînés, qu'on doit éliminer au moyen de séparateurs, de filtres, etc.

Après l'épuration initiale, le gaz est comprimé de façon à atteindre la pression du reformeur, s'il n'y est pas déjà, et préchauffé; puis, pour éviter d'empoisonner les catalyseurs, on élimine le soufre qui subsisterait éventuellement, soit par adsorption sur du charbon actif à la température ordinaire soit, après préchauffage, par absorption sur de l'oxyde de zinc à une température de 290 à 400 °C. Parfois, on combine les deux traitements. Le gaz naturel peut contenir des quantités appréciables de chlorures qui peuvent empoisonner les

Figure 2. Diagramme d'acheminement de la production de NH_3 par le procédé par reformage à la vapeur



catalyseurs, en particulier le catalyseur de la réaction de conversion à basse température. Quartulli décrit un système de prétraitement permettant d'éliminer les chlorures et le soufre du gaz naturel du naphta (figure 3) [15]. Le gaz ou le naphta préchauffé est mélangé avec une petite quantité d'hydrogène (gaz de synthèse recyclé) et traverse un "hydrogénéur" contenant un catalyseur (nickel-molybdène ou cobalt-molybdène) qui transforme les composés sulfurés en H_2S et les chlorures en HCl , puis un ou plusieurs épurateurs contenant des couches de catalyseur à base de cuivre pour éliminer les chlorures et de catalyseur (oxyde de zinc) pour éliminer le soufre. Ce procédé permet d'éliminer efficacement le soufre sous ses formes non réactives (telles que le thiophène et ses dérivés) qu'on ne peut enlever par l'oxyde de zinc sans hydrogénation. Comme le naphta contient d'ordinaire du soufre non réactif, on le soumet couramment à l'hydrogénation ou à l'hydrodésulfuration. Les catalyseurs utilisés dans les couches d'épuration sont coûteux et non régénérables. Donc, si la matière première contient beaucoup de soufre ou de chlorures, il faut envisager l'un ou l'autre moyen d'éliminer la plus grande partie de ces impuretés par un prétraitement. Dans le cas du gaz naturel, on absorbe en général la plus grande partie du soufre dans un solvant alcalin tel que la monoéthanolamine ou le carbonate de potassium, que l'on peut régénérer.

Le soufre, les chlorures et d'autres poisons des catalyseurs peuvent s'introduire dans la vapeur

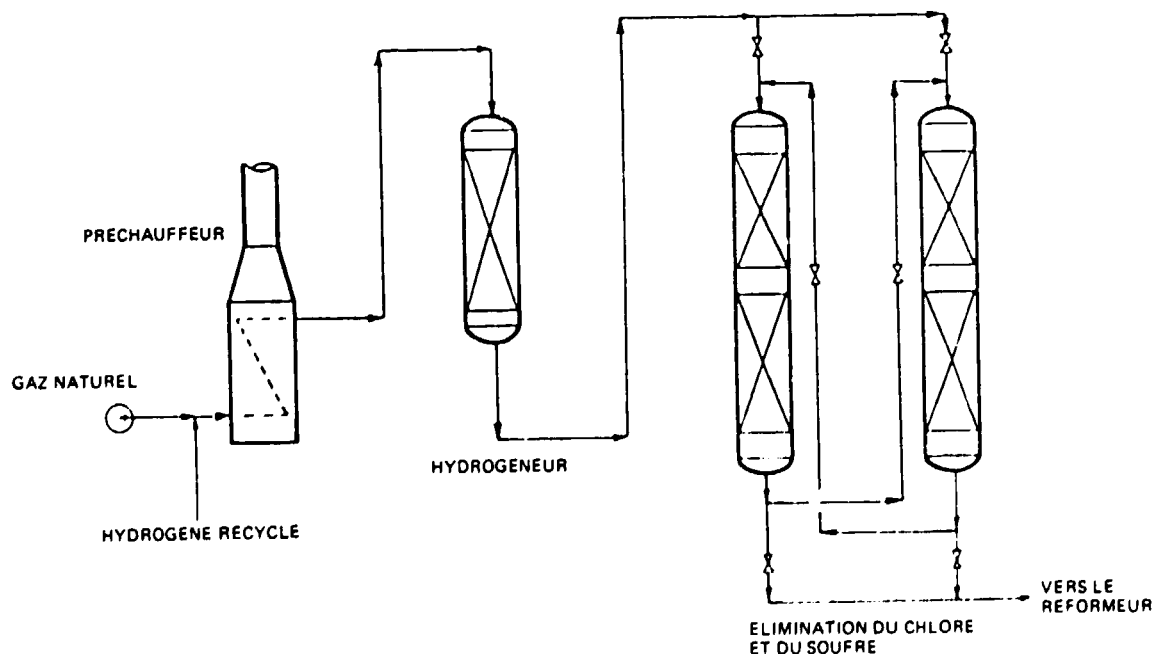
ou dans l'air envoyé au reformeur secondaire; il faut donc prendre des précautions pour les éliminer autant que possible. En outre, on peut placer une couche absorbante sur le catalyseur, en particulier dans le cas du catalyseur de la réaction de conversion à basse température.

Reformage primaire

Le but de cette opération est de transformer, par réaction avec la vapeur, la plus grande partie de la matière première en H_2 et CO , la réaction pouvant s'achever dans le reformeur secondaire grâce à la chaleur obtenue par l'injection d'air qui brûle une partie du gaz et fournit la quantité d'azote voulue pour la synthèse de l'ammoniac.

La matière première préchauffée et la vapeur à une pression au moins égale à celle du reformeur (35 à 50 atm) sont mélangées et traversent un grand nombre (50 à 400) de tubes, chauffés extérieurement, dans un reformeur; le combustible employé pour cela est d'ordinaire, mais non toujours, le même que la matière première employée (gaz naturel ou naphta). Le rapport molaire habituel entre la vapeur et le carbone de la matière première est 3,5 à 4,0/1. Les tubes du reformeur sont habituellement en acier inoxydable contenant 25 % de chrome et 20 % de nickel; ils sont obtenus par coulée centrifuge. Leur diamètre varie de 7,5 à 20 cm, leur longueur de 3 à 14 m et l'épaisseur de leurs parois de 6 à 25 mm. Ces tubes sont garnis d'un catalyseur au nickel sur une base d'aluminate de calcium, qui a d'ordinaire la

Figure 3. Elimination du chlore et du soufre présents dans le gaz naturel



forme d'un anneau d'environ 16 mm de diamètre et de longueur. La teneur en nickel est en général de 14 à 16 %. On peut ajouter des promoteurs, tels que le potassium, et l'on peut faire varier la composition de la base pour la renforcer, la rendre plus durable et plus poreuse. La température du gaz à la sortie des tubes peut être de 800 à 900 °C, celle des parois des tubes de 900 à 1 000 °C ou plus. Ces températures et ces pressions élevées constituent des conditions difficiles qui exigent du soin dans la conception et dans le fonctionnement et le recours à des matériaux coûteux. La chaleur présente dans le gaz quittant le reformeur sert successivement à produire de la vapeur, à préchauffer le mélange vapeur-matière première et, si l'économie de combustible a une grande importance, à préchauffer également l'air nécessaire à la combustion.

Il existe de nombreux modèles de reformeurs; on cherche toujours à obtenir un transfert efficace de chaleur par rayonnement et par convection et même à uniformiser la température pour éviter qu'aucun tube ou partie de tube ne soit trop ou trop peu chauffé. Les brûleurs peuvent être placés au sommet, sur les côtés ou au fond. On emploie divers moyens pour résoudre le problème difficile de raccorder les tubes à l'entrée et à la sortie du gaz de façon que les contraintes thermiques ne provoquent pas de rupture des tubes ni des raccords. Avec certains modèles, on peut isoler le ou les tubes défectueux, sans interrompre le fonctionnement de l'usine; ces tubes peuvent être remplacés pendant les arrêts prévus de la fabrication.

En général, le gaz sortant du reformeur primaire contient 5 à 15 % de méthane (pourcentage à sec) et sa température est comprise entre 800 et 900 °C.

Reformage secondaire

Le but de cette opération est d'achever la conversion du méthane en H_2 , CO et CO_2 et de fournir la quantité d'azote nécessaire pour la synthèse de l'ammoniac, ce que l'on réalise en ajoutant une quantité d'air calculée de façon à fournir un rapport moléculaire N/H de 1/3 dans le gaz de synthèse après la réaction de conversion. Le rapport moléculaire N_2 ($H_2 + CO$) doit donc être de 1/3 dans le gaz quittant le reformeur, à moins qu'on ne puisse ajouter de l'azote ou de l'hydrogène à un stade ultérieur du processus. L'oxygène qui accompagne l'azote dans l'air brûle une partie des corps combustibles (H_2 , CO et CH_4) dans le gaz partiellement reformé, ce qui élève la température à un niveau suffisant pour un achèvement rapide du reformage.

Bien que, dans la plupart des procédés, on utilise l'air seul, il est parfois remplacé par de l'air enrichi en oxygène qui fournit plus de chaleur et

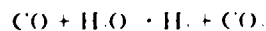
réduit donc la charge du reformage primaire. On peut même ajouter assez d'oxygène pour que le processus de reformage devienne "autotherme", c'est-à-dire ne consomme pas d'énergie thermique, et il devient possible de supprimer complètement le reformage primaire. On peut aussi employer moins d'air qu'il n'est nécessaire pour fournir la quantité voulue d'azote et ajouter séparément le reste, de préférence à un stade ultérieur du processus. On accroît ainsi la charge du reformeur primaire, mais on diminue la quantité de matière première nécessaire, ce qui peut être avantageux si cette dernière est coûteuse ou difficile à se procurer et si l'on utilise dans le reformeur primaire un combustible moins onéreux.

Dans le cas habituel où l'air envoyé dans le reformeur secondaire est la seule source d'azote, la quantité de chaleur fournie est limitée à celle provenant des réactions de combustion, à laquelle s'ajoute la chaleur sensible contenue dans l'air préchauffé et dans le gaz provenant du reformeur primaire.

Un reformeur secondaire est normalement un récipient cylindrique isolé, à revêtement réfractaire intérieur. La partie supérieure est vide et sert de chambre de combustion où le gaz provenant du reformeur primaire est en partie oxydé par l'air préchauffé. La partie inférieure est remplie d'un catalyseur analogue à celui adopté pour le reformeur primaire. L'air doit être exempt de poussières qui pourraient colmater la couche de catalyseur et de poisons de celui-ci (soufre, chlore et arsenic). L'air est filtré, comprimé à la pression voulue pour le reformeur et mélangé avec le gaz dans un brûleur situé au sommet du récipient; ce qui amène à environ 1 200 °C la température dans la chambre de combustion. A mesure que le gaz chaud descend et traverse le lit de catalyseur, il est refroidi par les réactions endothermiques de reformage et sort de l'appareil à une température d'environ 950 à 1 000 °C. Il contient alors environ 56 % H_2 , 12 % CO , 8 % CO_2 , 23 % N_2 , de l'argon et, en général, moins de 0,5 % CH_4 (pourcentages mesurés à sec). Il contient aussi un excès de vapeur allant du tiers à la moitié du volume total.

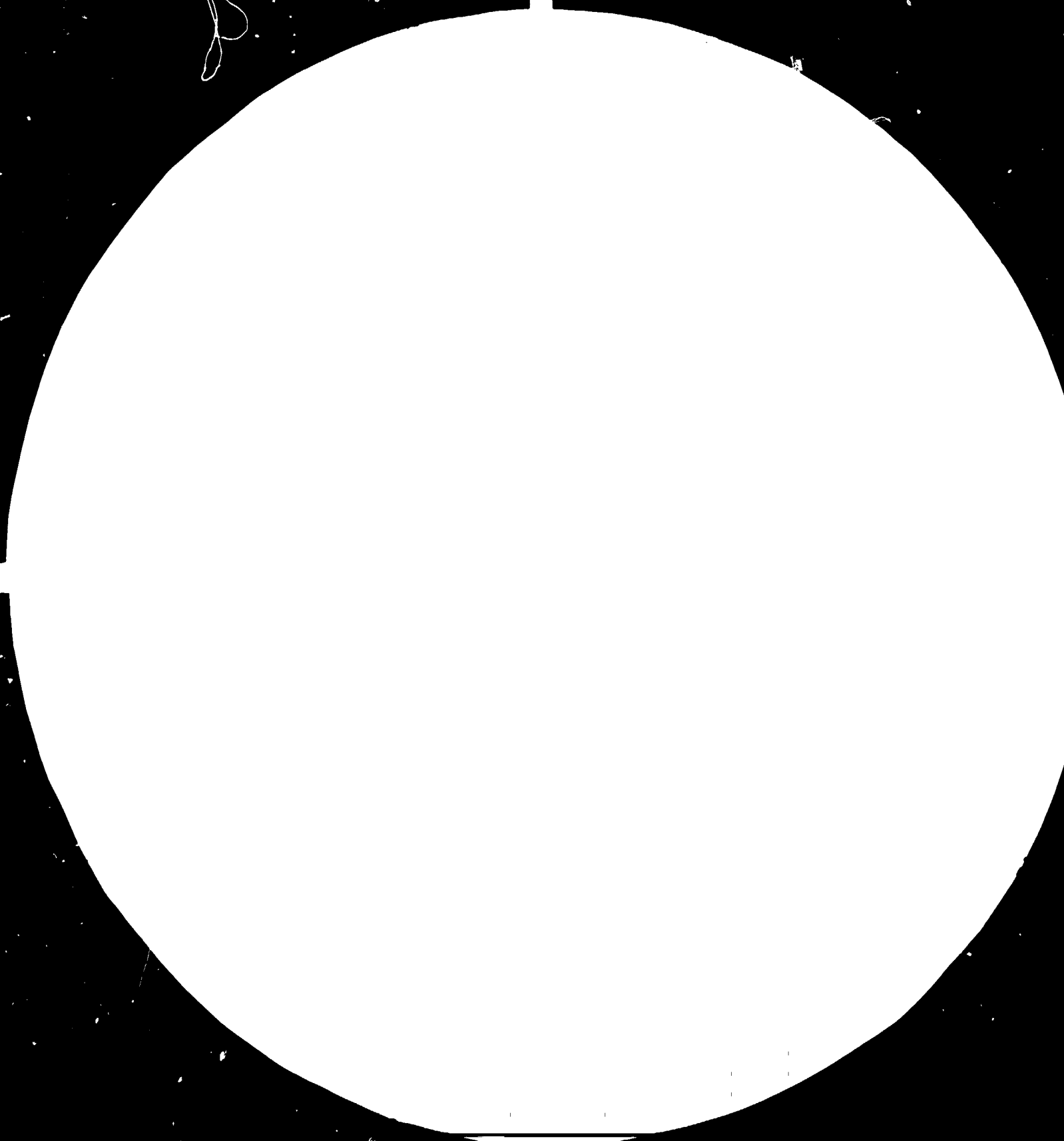
Conversion du CO

Le gaz sortant du reformeur secondaire est refroidi (avec production concomitante de vapeur) à environ 375 °C, qui est la température habituelle de la réaction de conversion



La réaction est exothermique; elle se fait donc d'ordinaire en deux étapes, avec élimination de chaleur entre les deux. La réaction est plus rapide à température élevée, mais l'équilibre est plus favorable à basse température. Dans la pratique, on fait d'ordinaire fonctionner le premier stade à

86.09.23
AD.87.11





MICROCOPY RESOLUTION TEST CHART
NATIONAL BUREAU OF STANDARDS-1963-A
STANDARD REFERENCE MATERIAL NUMBER 2574
APPROXIMATE TEST CHARACTERS

une température plus élevée que le second, de façon à y convertir la plus grande partie du CO ; pendant le second, la teneur en CO est ramenée à moins de 1 % et souvent même à 0,2 %.

Avant 1960, on utilisait pour les deux stades le même catalyseur, composé surtout d'oxydes de fer et de chrome, environ 55 % Fe et 6 % Cr. Il n'est actif qu'à des températures assez élevées, 350 à 430 °C et il est connu sous le nom de catalyseur de conversion à haute température (HTS). Vers 1960, on a commencé à utiliser un nouveau catalyseur à base de cuivre, actif à des températures plus basses, 200 à 260 °C, appelé le catalyseur de conversion à basse température (LTS); il contient le plus souvent, en outre du cuivre, du zinc et de l'alumine.

Le catalyseur LTS est beaucoup plus coûteux que le catalyseur HTS et plus sensible aux poisons, sa vie utile est donc plus courte. Ses avantages sont qu'il est actif à des températures plus basses, où l'équilibre est plus favorable — et que par conséquent une plus grande quantité de CO réagit avec la vapeur pour former H_2 — et que l'excès de vapeur nécessaire est moindre.

On admet en général que le catalyseur LTS a plus d'avantages que d'inconvénients, c'est pourquoi il est d'usage courant dans le second stade de la conversion du CO . On peut prendre certaines précautions pour en prolonger la vie : laver l'air envoyé au reformeur secondaire avec de l'eau ou une solution alcaline diluée, afin d'éliminer les poisons; mieux épurer la matière première et l'eau d'alimentation de la chaudière; placer des couches d'épuration entre les convertisseurs à haute et à basse températures pour éliminer le soufre et le chlore. La figure 4 montre une disposition classique : convertisseur HTS, réfrigérateur, épurateur à ZnO , convertisseur à LTS, réfrigérateur et élimination du CO_2 . Une autre solution, plus coûteuse, consiste à employer le catalyseur HTS

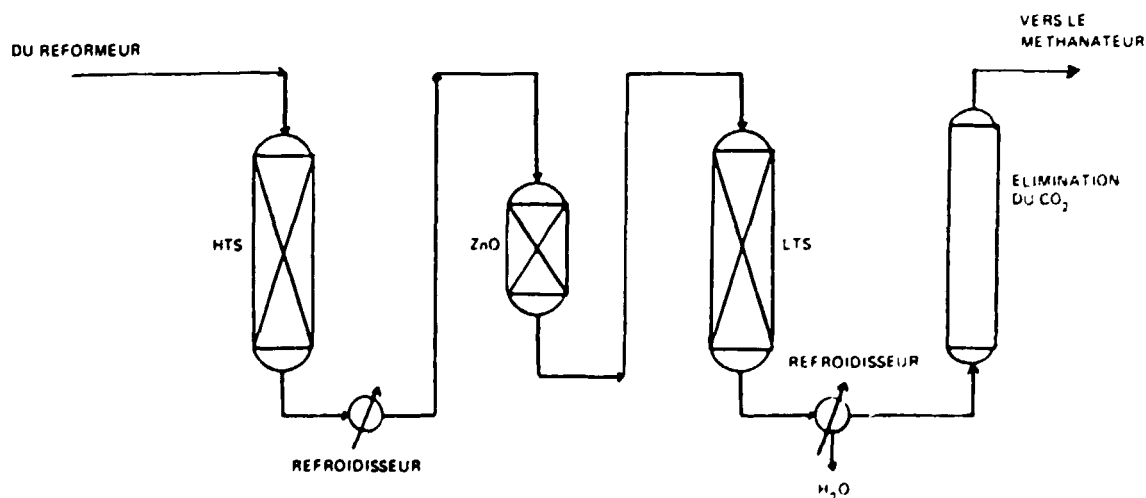
dans les deux convertisseurs, le CO_2 étant éliminé après chacun d'eux. L'élimination du CO_2 après le premier stade de conversion conduit à des conditions d'équilibre plus favorables, de sorte que l'on peut réduire à un faible niveau la teneur en CO dans le second stade, même avec le catalyseur HTS moins actif. Dans les deux procédés, cette teneur peut être ramenée à environ 0,2 % ou moins.

Élimination du CO_2

À la sortie de la conversion, le gaz peut contenir 18 % ou plus de CO_2 , suivant la composition de la matière première. On le refroidit, si nécessaire, à une température qui dépend du produit utilisé pour l'absorption du CO_2 . Avant 1940, c'était en général l'eau, ce qui avait l'inconvénient de consommer beaucoup d'énergie et de perdre de l'hydrogène et de l'azote qui sont appréciablement solubles dans l'eau à la haute pression employée. Il était difficile de récupérer un CO_2 suffisamment pur pour la production d'urée. De 1940 à 1960, on a préféré une solution à 20 % de monoéthanolamine (MEA); ensuite, la plupart des nouvelles usines ont adopté une solution de carbonate de potassium, avec divers additifs pour favoriser l'absorption et inhiber la corrosion, dont le principal avantage est qu'il faut moins de chaleur pour extraire le CO_2 du solvant. Plusieurs autres solvants sont utilisés, surtout des liquides organiques, dont certains sont brevetés.

Le système au carbonate de potassium fonctionne surtout grâce à la différence de pression : absorption sous pression élevée, dégagement sous pression faible. Pendant l'absorption, la pression est d'ordinaire d'environ 30 atm (pression dans le reformeur moins les chutes de pression) et la température peut être de 100 °C. L'absorption se fait chimiquement par transformation du carbonate

Figure 4. Conversion du CO au moyen de catalyseurs à haute (HTS) et basse (LTS) températures



de potassium en bicarbonate. Ensuite, on ramène la pression aux environs de la pression atmosphérique, le CO_2 et de la vapeur d'eau se dégagent et la solution est régénérée; dans certains cas, on peut faciliter le dégagement en envoyant de la vapeur ou de l'eau sous faible pression. La solution régénérée est renvoyée à l'absorbeur à une température de 85 à 90 °C et est chauffée par le gaz provenant du convertisseur LTS, de sorte qu'une partie, ou même la plus grande partie, de la chaleur exigée pour éliminer le CO_2 provient de la chaleur contenue dans le gaz d'arrivée.

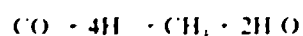
En revanche, avec la monoéthanolamine, on joue sur la différence de température, l'absorption se fait entre 27 et 60 °C, la régénération entre 100 et 140 °C. Il faut donc refroidir le gaz arrivant à l'absorbeur et chauffer à la vapeur la solution contenue dans le régénérateur. Ce procédé a été amélioré par l'addition de promoteurs et d'inhibiteurs de corrosion, ce qui a diminué la quantité de chaleur nécessaire.

Ces dernières années, on a apporté beaucoup d'attention aux méthodes permettant d'éliminer des gaz acides (surtout CO_2 et H_2S) non seulement du gaz de synthèse de l'ammoniac, mais aussi du gaz naturel, du gaz de synthèse pour des produits autres que l'ammoniac et du gaz combustible produit par gazéification ou carbonisation du charbon. De nombreux procédés ont été mis au point et, pour une usine d'ammoniac, le choix du procédé dépend d'un compromis entre les coûts de l'énergie, les coûts en capital et d'autres facteurs. Comme l'oxydation partielle de l'huile lourde ou du charbon fournit des gaz contenant H_2S et CO_2 , le procédé d'épuration doit pouvoir éliminer et séparer ces impuretés et transformer le H_2S en soufre ou en des composés non toxiques. Certains processus par oxydation partielle fournissent un gaz contenant de petites quantités de HCN qu'il faut éliminer et transformer en composés non toxiques.

Une étude complète des procédés d'élimination du CO sortirait du cadre du présent manuel, mais le tableau 5, tiré de Quartulli, résume brièvement les caractéristiques des vingt procédés principaux [15].

Méthanation

Après absorption du CO_2 , le gaz contient encore 0,3 % de CO et 0,2 % ou moins de CO_2 , qu'il faut éliminer avant de procéder à la synthèse de l'ammoniac, parce qu'ils diminueraient l'activité du catalyseur et provoqueraient le dépôt de carbamate d'ammonium dans la boucle de synthèse. Les réactions sont :



Ce sont les réactions inverses de celles du reformage et l'on emploie un catalyseur au nickel analogue. Il est à remarquer que chaque molécule de CO consomme trois molécules d'hydrogène et que chaque molécule de CO_2 en consomme quatre. Il faut donc réduire de façon efficace les teneurs en CO et en CO_2 au minimum pratiquement réalisable.

La méthanation porte d'ordinaire sur un gaz dont la température à l'entrée est de 300 à 350 °C; il faut donc un préchauffage. Comme les réactions sont exothermiques, la température à la sortie peut atteindre 320 à 400 °C suivant la teneur en $\text{CO} + \text{CO}_2$. On emploie couramment un échangeur de chaleur pour préchauffer le gaz à l'entrée et le refroidir à la sortie.

Compression

Après méthanation, le gaz de synthèse contient normalement environ 74 % H_2 , 24 % N_2 , 0,8 % CH_4 et 0,3 % Ar (pourcentages à sec). Le gaz doit être comprimé pour atteindre la pression nécessaire à la synthèse. Avant que l'usage des compresseurs centrifuges ne se répande, on se servait de compresseurs alternatifs, ayant souvent jusqu'à cinq étages, les différents stades d'épuration ayant lieu à des pressions intermédiaires. La pression de synthèse variait beaucoup, de 100 à 800 atm suivant le procédé. Les compresseurs alternatifs sont encore utilisés dans les petites usines (moins de 500 t/j), mais la grande majorité des usines récentes d'une capacité comprise entre 600 et 1 500 t/j emploient aujourd'hui des compresseurs centrifuges. Dans ces usines, les pressions sont en général comprises entre 150 et 250 atm, bien que quelques-unes des plus importantes puissent fonctionner sous 300 à 350 atm. On estimait auparavant que les compresseurs centrifuges ne convenaient que pour les usines d'une capacité d'au moins 550 t/j, mais des procédés utilisant des compresseurs centrifuges et convenant pour des usines d'une capacité de 300 t/j ont été mis au point [15].

Les compresseurs centrifuges sont entraînés par des turbines alimentées par de la vapeur à haute pression, provenant surtout du gaz sortant du reformeur secondaire. La vapeur sortant de la turbine, sous une pression plus faible, est utilisée au cours des différents stades du processus.

Les compresseurs alternatifs sont entraînés par des moteurs électriques. Leur rendement est meilleur que celui des compresseurs centrifuges, couramment 87 contre 70 %, mais ils sont plus coûteux, en particulier pour les grandes usines. La consommation d'énergie est beaucoup plus élevée, 600 à 900 kWh/tonne d'ammoniac contre 20 à 35 kWh dans le cas des compresseurs centrifuges entraînés par turbine. Si l'électricité est bon marché, ou peut être produite sur place avec un

TABLEAU 5. PROCÉDES D'ÉLIMINATION DES GAZ ACIDES (CO₂ ET H₂S)

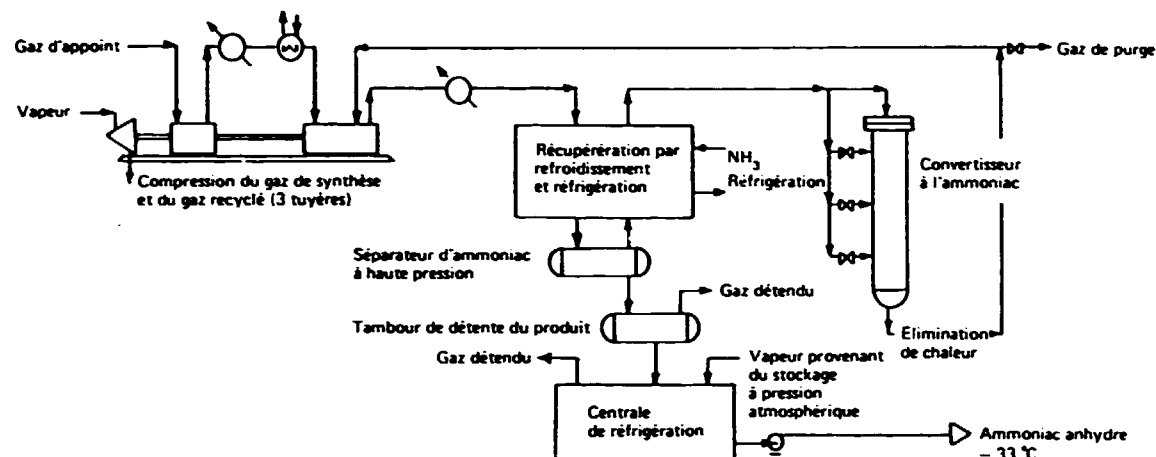
Système	Solvant	Caractéristiques (BT ou HT)	Circulation de la solution	Teneur en gaz acides du gaz traité	Quantité de chaleur nécessaire	Observations générales
SYSTEMES A REACTION CHIMIQUE						
MEA	Monoéthanolamine à 20 %	Absorption à BT Extraction à HT	Moyenne	Moins de 50 ppm	Élevée	L'élimination de CO ₂ est excellente. Coût de fonctionnement élevé par suite d'une forte consommation d'énergie. Exige une utilisation étendue d'alliages pour combattre la corrosion. Récipients de taille intermédiaire nécessaires. L'échangeur est coûteux.
MEA + promoteur	Monoéthanolamine à 25-35 % plus Amine Guard de l'Union Carbide	Absorption à BT Extraction à HT	Moyenne	Moins de 50 ppm	Moyenne	Les additifs réduisent la corrosion et permettent une circulation plus active, améliorant ainsi l'élimination de CO ₂ . Quantité de chaleur requise moindre de 20 % qu'avec la MEA seule.
DGA	2-(2-Aminoéthoxyéthanolamine) diglycolamine	Absorption à BT Extraction à HT	Moyenne	Moins de 100 ppm	Moyenne	On a peu d'expérience de ce solvant pour le gaz de synthèse, il sert surtout pour éliminer CO ₂ et H ₂ S du gaz naturel. Élimination poussée des gaz acides. Fonctionne comme le système MEA.
Vetrocoke	K ₂ CO ₃ + AS ₂ O ₃	A peu près isotherme	Élevée	500 à 1 000 ppm	Faible	Excellents résultats, faible consommation d'énergie. L'utilisation de l'arsenic comme additif pose des problèmes d'évacuation et de pollution. Considérable expérience acquise.
Vetrocoke	K ₂ CO ₃ + Glycine	A peu près isotherme	Élevée	500 à 1 000 ppm	Faible	Moins d'expérience que pour le procédé à l'arsenic; exige un peu plus de vapeur pour l'extraction.
Carsol	K ₂ CO ₃ + additifs	Absorption et extraction à HT	Élevée	500 à 1 000 ppm	Faible	Excellents résultats et faible consommation d'énergie. Peut être à deux étages ou à un seul. Utilisé dans les usines d'ammoniac jusqu'à une capacité de 1 350 t/j.
Catacarb	K ₂ CO ₃ à 25-30 % + additifs	Absorption et extraction à HT	Élevée	500 à 1 000 ppm	Faible	Excellents résultats. Faible coût d'exploitation, a été utilisé dans des usines d'ammoniac jusqu'à une capacité de 1 550 t/j.
Benfield	K ₂ CO ₃ à 25-30 % + diéthanolamine et additifs	A peu près isotherme	Élevée	500 à 1 000 ppm	Faible	Très utilisé pour la fabrication d'ammoniac, d'hydrogène et de gaz de ville. Faibles coûts de fonctionnement. Expérience étendue des systèmes à un et à deux étages.
Lurgi	K ₂ CO ₃ à 25-30 % + additifs	Absorption et extraction à HT	Élevée	500 à 1 000 ppm	Faible	Faible consommation d'énergie. Utilisé dans plusieurs installations, notamment en Allemagne.
Alkazid	Sel potassique de l'acide méthylaminopropionique	Absorption à BT Extraction à HT	Dépendent du service			Il existe d'autres solutions Alkacid; le choix dépend de l'utilisation à faire des gaz acides et du degré de sélectivité. Il s'agit toujours de solutions aqueuses d'acides-amino. A été utilisé avec le procédé par oxydation partielle.

SYSTEMES PHYSICO-CHIMIQUES

Sulfinol	Sulfolane Solution de diisopropanolamine	Absorption à BT Extraction à HT	Moyenne	Moins de 100 ppm	Faible	Excellents résultats. Utilisable pour éliminer CO ₂ et H ₂ S dans le gaz de synthèse et dans le gaz naturel. Les produits chimiques utilisés coûtent assez cher, mais l'élimination de CO ₂ est bonne. Les récipients sont assez petits, mais les coûts de l'échangeur sont élevés.
TEA- MEA	Triéthanolamine et monoéthanolamine	Absorption et extraction à BT pour TEA, absorption à BT et extraction à HT pour MEA	Elevée (TEA) Faible (MEA)	Moins de 50 ppm	Faible	Utilisé dans plusieurs fabriques de NH ₃ , avec d'excellents résultats. Exige deux stades d'absorption en série. Il faut un système d'extraction distinct pour chaque solvant.
SYSTEMES A ABSORPTION PHYSIQUE						
Purisol (NMP)	N-méthyl-2-pyrrolidone	Absorption à BT	Moyenne	Moins de 50 ppm	Faible	Ce procédé supprime les échangeurs de chaleur coûteux. Il est utilisé dans des systèmes à haute pression tels que ceux à oxydation partielle. L'épuration est excellente. Le solvant n'est pas corrosif.
Rectisol	Méthanol	Absorption à BT (avec réfrigération)	Moyenne	Moins de 10 ppm	Faible	Le système se fonde sur la circulation de méthanol réfrigéré. Plusieurs colonnes sont nécessaires. Il peut servir à éliminer CO ₂ , H ₂ S et COS dans de nombreux cas. Les investissements sont élevés, mais les résultats sont excellents. Il est spécifié pour de nombreux procédés par oxydation partielle et peut servir aussi dans les procédés de gazéification du charbon. Le solvant n'est pas corrosif.
Fluor Solvant	Propylène carbonate	Absorption à BT Extraction à BT	Dépendent de la pression		Faible	Le degré de solubilité du CO ₂ est élevé. Le gaz acide est désorbé par réduction de la pression, sans chauffage. Exige une opération flash intermédiaire. Ce procédé fonctionne au mieux sous haute pression.
Selexol	Ether diméthylque du propylène-glycol	Absorption à BT	Dépendent de la pression		Faible	Convient pour absorption sous haute pression. Peut fonctionner sous faible pression, mais la teneur en gaz résiduel augmente. Peut aussi servir pour traiter le gaz naturel.

Source: *Developments in Ammonia Production Technology*, sans date, p. 18-19, The M. W. Kellogg Company, Houston (Texas)

Figure 5. Boucle classique de synthèse de l'ammoniac



combustible bon marché comme le charbon, et si la matière première est au contraire coûteuse, le recours au compresseur alternatif peut permettre une certaine réduction du coût d'exploitation, en particulier dans les petites usines. La plus importante usine utilisant des compresseurs alternatifs produirait 670 t/j d'ammoniac.

Les compresseurs centrifuges ont d'ordinaire deux ou trois carters: il y a souvent un refroidissement entre les étages. Leur conception est très spécialisée et les détails de la conception, de la disposition et du fonctionnement sont complexes. La figure 5 est un diagramme simplifié d'une boucle classique de synthèse. La réfrigération et la compression du gaz le débarrassent de presque toute sa vapeur d'eau. Le gaz comprimé entre dans la boucle en différents points, suivant le procédé adopté.

Synthèse de l'ammoniac

Comme il a été dit plus haut, cette synthèse se fait d'ordinaire à 400-450 °C en utilisant un catalyseur au fer avec du potassium et de l'alumine comme promoteurs. Le gaz entrant dans le convertisseur est du gaz circulant dans la boucle auquel on a ajouté une assez petite quantité de gaz de synthèse frais appelé gaz d'appoint. Il contient de l'azote et de l'hydrogène dans le rapport 1/3, plus 10 à 14% de gaz "inertes" et environ 2% d'ammoniac. Ces gaz inertes sont surtout du méthane, de l'argon et quelquefois de l'hélium si le gaz naturel employé comme matière première en contient (le méthane n'est pas, à proprement parler, un gaz inerte, mais on le considère comme tel dans ce contexte, puisqu'il ne participe pas à la réaction). Comme la concentration des gaz inertes a augmenté à mesure que l'azote et l'hydrogène disparaissaient, il est nécessaire de soutirer une certaine quantité de gaz de purge pour maintenir la concentration des gaz inertes à un niveau tolérable.

Les convertisseurs sont de deux types: ceux contenant plusieurs lits de catalyseur, le gaz étant refroidi entre les lits soit pour fournir de la vapeur, soit pour préchauffer le gaz avant son entrée dans l'appareil; ceux à un seul lit de catalyseur où un échangeur de chaleur élimine la chaleur de la réaction. Dans ceux de la première catégorie, on peut injecter du gaz de synthèse froid à plusieurs endroits entre les lits pour maintenir la température dans l'intervalle voulu, 400-450 °C par exemple. A la sortie, le gaz contient 12 à 18% de NH_3 , ce chiffre dépendant surtout de la pression: le taux de conversion par passe augmente avec la pression. Le gaz est refroidi d'abord par un échangeur de chaleur où il réchauffe le gaz d'entrée puis par l'air ou par l'eau et enfin par réfrigération afin de condenser la plus grande partie de l'ammoniac sous forme liquide. Le degré de refroidissement nécessaire dépend de la pression: si celle-ci est élevée, on peut condenser une grande partie de l'ammoniac aux températures que peut fournir le refroidissement par l'eau; si la pression est plus faible (150 à 200 atm), il faut compter davantage sur la réfrigération. Si l'ammoniac doit être stocké à la pression atmosphérique, il faut pousser la réfrigération jusqu'à -33 °C (chapitre VII). Le gaz qui reste après la condensation de l'ammoniac est recyclé dans le convertisseur au moyen d'un compresseur.

Le gaz de purge peut servir de combustible supplémentaire dans le reformeur primaire, avec ou sans récupération préalable, par lavage à l'eau, de l'ammoniac qu'il contient. Dans certains cas, il peut être rentable de séparer par cryogénie, après récupération de l'ammoniac, les composants du gaz de purge: on peut recycler le méthane et l'hydrogène et vendre l'argon s'il existe un débouché.

On peut aussi utiliser le gaz de purge au moyen de l'unité de conversion de Kellogg, qui consiste essentiellement en une seconde boucle de

synthèse de l'ammoniac où le gaz de purge est comprimé, traverse un convertisseur contenant le catalyseur nécessaire pour la synthèse de l'ammoniac, puis est refroidi pour récupérer des quantités supplémentaires d'ammoniac; ensuite, on soutire un peu de gaz de purge qui servira de combustible, le reste étant recyclé dans le convertisseur. Cette unité peut s'ajouter à une usine existante. Comme elle transforme 75 % de l'hydrogène contenu dans le gaz de purge en ammoniac, la production de celui-ci est augmentée d'environ 5 % pour la même quantité de matière première. Le rapport entre les investissements nécessaires et les coûts d'exploitation d'une part, l'accroissement de la quantité d'ammoniac produit d'autre part serait très favorable.

C. Procédés par oxydation partielle utilisant des hydrocarbures comme matière première

Ces procédés permettent d'utiliser comme matière première des hydrocarbures plus lourds que le naphta. On peut aussi se servir de gaz naturel ou de naphta, mais cela se fait rarement car le coût de premier établissement est beaucoup plus élevé qu'avec le reformage à la vapeur. Cependant, l'oxydation partielle a l'avantage de permettre un choix plus large de matières premières et de mieux tolérer les impuretés. Le principal inconvénient est le coût en capital, car il faut une installation de séparation de l'air pour fournir l'oxygène au stade de la gazéification et l'azote à un stade ultérieur.

On peut adopter comme matière première le pétrole brut, mais le plus souvent c'est l'huile lourde résiduelle provenant du raffinage, dont les fractions légères, de plus grande valeur, ont été éliminées. Cette huile peut contenir jusqu'à 3,5 % de soufre, suivant la teneur en soufre de l'huile brute et suivant le procédé de raffinage. S'en servir comme combustible ou pour produire de l'électricité exigerait, dans la plupart des pays, un équipement coûteux pour réduire la pollution; ce produit est donc souvent disponible à un prix relativement bas.

Il faut normalement environ 0,74 tonne d'huile lourde par tonne d'ammoniac produit [17] et, en outre, environ 0,23 tonne d'huile, ou une quantité équivalente d'un autre combustible, pour produire la vapeur et l'électricité. Contrairement au procédé par reformage à la vapeur, où la plus grande partie du combustible est utilisée dans le reformeur et doit donc être de première qualité, le combustible auxiliaire est employé dans une unité séparée et peut, par exemple, être du charbon.

Les principaux procédés sont ceux de Texaco, de Shell et de Koppers-Totzek. Ce dernier est également utilisé avec le charbon et sera exposé sous cette rubrique; les deux autres sont assez

semblables. La figure 6 est un diagramme d'acheminement simplifié du procédé par oxydation partielle.

La pression de gazéification a été peu à peu portée à 60 à 90 atm, ce qui économise de l'énergie pour la compression. Lembeck donne un diagramme d'acheminement du procédé Texaco où la gazéification et l'épuration se font entre 72 et 90 atm [17]. Le fuel lourd est préchauffé et pompé dans le gazéifieur mélangé à de la vapeur à haute pression et de l'oxygène préchauffé fourni par une unité de séparation d'air. La réaction se produit à température élevée, 1 200 à 1 500 °C et aucun catalyseur n'est nécessaire. Les réactions chimiques sont complexes et incomplètement connues, mais on croit en général que l'huile est craquée pour donner du carbone, du méthane et d'autres hydrocarbures gazeux; ces produits sont en partie oxydés pour former CO, CO₂ et H₂O, en partie convertis par la vapeur en CO et H₂. Le gaz obtenu contient habituellement 46 % H₂, 47 % CO et 4 % CO₂ (pourcentages à sec), avec de faibles proportions de H₂S et d'azote. Il contient en suspension une grande quantité de suie.

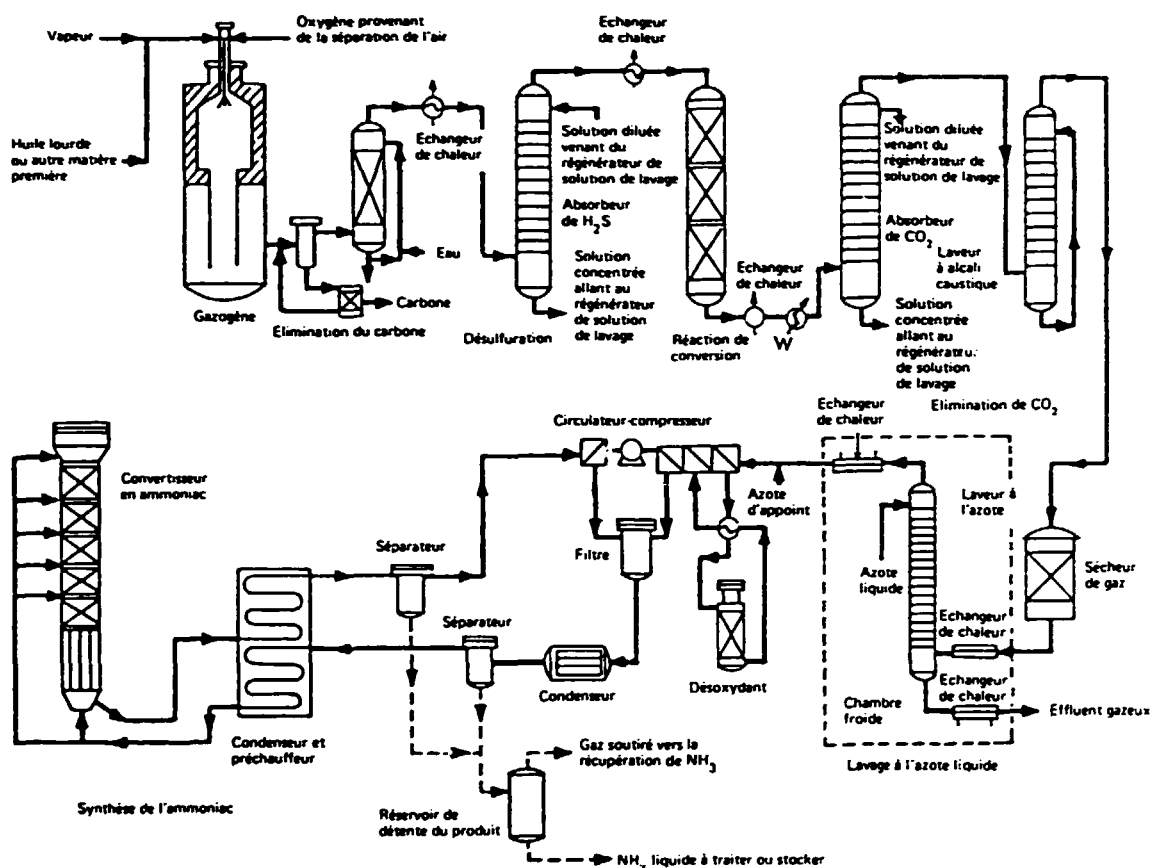
Le gaz chaud est refroidi par de l'eau de traitement jusqu'à la température voulue pour la conversion, environ 300 °C; l'eau élimine la plus grande partie de la suie, qui est récupérée par une unité spéciale. Cette suie est ensuite recyclée dans la matière première ou sert de combustible pour la production de vapeur, l'eau utilisée pour sa récupération est recyclée au stade du refroidissement. A ce stade, il y a aussi vaporisation d'une partie de l'eau qui passe dans le courant gazeux; on obtient ainsi la vapeur d'eau nécessaire pour la réaction de conversion.

Cette réaction se fait en présence d'un catalyseur au cobalt-molybdène récemment mis au point; la teneur en CO du gaz est ainsi ramenée à environ 1 %. Le stade suivant est l'élimination du CO₂ et du H₂S par le procédé Rectisol (lavage au méthanol). Le H₂S est récupéré séparément et transformé en soufre élément par le procédé Claus. Comme on dispose de CO₂ à 40 °C sous 2,5 atm et qu'il est suffisamment pur pour la production d'urée, les coûts de compression sont diminués.

Le dernier stade d'épuration est un lavage par l'azote liquide, fourni par l'installation de séparation de l'air. On élimine ainsi le CO et on ramène à un très faible niveau la teneur en méthane et en argon. Ces impuretés sortent sous forme d'un courant gazeux utile comme combustible pour la production de vapeur.

Avant le lavage à l'azote liquide, il faut éliminer le CO₂ résiduel, par lavage dans une lessive caustique et l'eau, par passage sur un gel de silice ou un autre desséchant, afin d'éviter leur congélation pendant le lavage à l'azote.

Figure 6. Diagramme d'acheminement de la production d'ammoniac par un procédé par oxydation partielle



Après épuration, on ajoute de l'azote pour amener le rapport molaire azote/hydrogène à la valeur 1/3 et le gaz est comprimé à 230 atm pour la synthèse de l'ammoniac. Ce stade est analogue à celui exposé pour les procédés par reformage à la vapeur, mais on affirme que, à cause de l'efficacité du lavage à l'azote pour éliminer les impuretés et les gaz inertes, la synthèse peut se faire sans purge de gaz, donc avec un meilleur rendement. La pureté du gaz contribue aussi à prolonger la vie du catalyseur.

Il est à remarquer qu'il faut, comme combustible et comme matière première, 0,97 tonne d'huile lourde par tonne d'ammoniac; le combustible employé suffit à fournir toute la vapeur et toute l'énergie électrique nécessaires, y compris pour l'installation de séparation d'air.

Supp décrit une usine d'ammoniac construite et exploitée par VEBA Chemie (Allemagne), en 1972, qui utilise de l'huile lourde résiduelle, à 2,5 % de soufre, gazéifiée par le procédé Shell d'oxydation partielle [18]. Cette usine peut produire à la fois 1 215 t/j d'ammoniac et 450 t/j de méthanol, mais est assez souple pour qu'on puisse faire varier les proportions de ces deux produits, le maximum étant 1 400 t/j d'ammoniac

ou 600 t/j de méthanol. Les deux unités peuvent fonctionner indépendamment. Une autre usine, qui produira 1 600 t/j d'ammoniac, est en construction pour la même société [19].

Le procédé est, dans l'ensemble, analogue à celui qui vient d'être décrit, avec quelques exceptions liées à la production simultanée de méthanol, mais une différence essentielle est le fait que H_2S et CO_2 sont éliminés avant le stade de conversion par un lavage par le procédé Rectisol et que le CO_2 formé au cours de la conversion est également éliminé de la même façon. L'épuration finale se fait par lavage à l'azote liquide, comme précédemment. L'analyse prouve la haute pureté du gaz : moins de 10 ppm de méthane, moins de 30 ppm d'argon et moins de 1 ppm de CO et de toutes les autres impuretés.

Le procédé Shell de gazéification diffère surtout du procédé Texaco en ce que le gazéifieur est suivi d'une chaudière récupérant la chaleur perdue et que la collecte et le recyclage de la suie se font de façon différente.

Banquy a aussi décrit un procédé d'oxydation partielle sous forte pression, avec gazéification à 80 atm et synthèse à 300 atm [20]. Comparant, du point de vue économique, ce procédé avec le

reformage à la vapeur du gaz naturel, il a conclu que l'oxydation partielle paraît intéressante quand le prix de l'huile lourde ne dépasse pas, à pouvoir calorifique égal, 80 % de celui du gaz naturel. Cependant, cette comparaison a été faite en 1970 alors que ces deux matières premières étaient relativement bon marché et les frais de premier établissement assez faibles. Nous discuterons plus loin, dans le présent chapitre, l'économie de la production d'ammoniac.

D. Procédés de production d'ammoniac à partir du charbon

Le charbon, le coke et le lignite fournissent à peu près 10 % de la production mondiale d'ammoniac. Environ la moitié de la capacité à partir du charbon se trouve dans la République populaire de Chine où il y a plus de 1 000 petites usines produisant de 3 000 à 10 000 tonnes par an [9]; 1 100 de ces usines auraient été construites de 1966 à 1974 et 100 autres ajoutées en 1975 [21]. La technologie de l'une de ces usines a été décrite [21]. La matière première est de l'antracite ou du charbon maigre, non broyé, mais on a signalé l'emploi, dans certaines usines, de briquettes ou de charbon de qualité inférieure. Le procédé est, dans l'ensemble, analogue au procédé Haber originel exposé plus haut. Le charbon est gazéifié dans un gazogène sous forme de gaz mixte où l'on insuffle alternativement de l'air et de la vapeur, puis purifié par lavage à l'eau et élimination de H_2S . Après la réaction de conversion, on élimine le CO_2 par lavage à l'eau et le CO par lavage à la liqueur aux sels de cuivre. La pression est fournie par des compresseurs alternatifs à six étages, les stades de purification étant intercalés entre les étages. Le produit des petites usines sert souvent à fabriquer de l'ammoniac diluée (16 à 25 %) ou du bicarbonate d'ammonium pour la consommation locale, bien que certaines usines parmi les plus importantes fabriquent du nitrate d'ammonium.

Plusieurs grandes usines modernes, utilisant le gaz naturel, ont été construites récemment en Chine et d'autres sont en construction, mais on prévoit de continuer à exploiter les petites usines et d'en construire de nouvelles ne dépassant pas la taille moyenne (50 000 à 100 000 t/an) qui satisferont les besoins locaux en engrais dans les régions où les moyens de transport ne sont pas adéquats.

Staegé énumère 13 usines construites depuis 1950 pour l'utilisation directe du charbon en Inde, en Grèce, en Turquie, en Afrique du Sud, au Pakistan, en Thaïlande et en Zambie [22]. La plupart sont petites (40 à 340 t/j) et certaines d'entre elles ont été transformées pour utiliser une autre matière première, mais la liste comprend aussi trois grandes usines (900 à 1 000 t/j) dont

deux en Inde ne sont pas encore en service ou commencent seulement à fonctionner, la troisième est en Afrique du Sud et son fonctionnement a été décrit par Witzman [23]. Aux Etats-Unis, on s'est beaucoup intéressé au problème de la production d'ammoniac à partir du charbon et on l'a beaucoup discuté. Il existe un avant-projet d'usine qui fabriquerait 1 300 t/j d'ammoniac, financé en partie par le gouvernement [24]. En outre, la Tennessee Valley Authority (TVA) transformera son usine de démonstration fonctionnant au gaz naturel (200 t/j) pour l'utilisation partielle, à titre expérimental, du charbon [23].

Les procédés de gazéification du charbon pour produire de l'ammoniac peuvent être classés suivant la méthode de gazéification : lit fixe (Lurgi), lit fluidisé (Winkler) ou lit entraîné (Koppens-Totzek et Texaco). Dans le cas du lit fixe, il est plus exact de parler de lit mobile. Du charbon non broyé (5 à 30 mm) est chargé au sommet et descend à contre-courant du gaz. A mesure de sa descente, il est d'abord séché et préchauffé, puis carbonisé, puis gazéifié par l'oxygène et la vapeur insufflés au fond. Les cendres sont éliminées par une grille placée au fond ou, dans une variante, sous forme de scorie. Comme la méthode à contre-courant assure de bons échanges de chaleur, il faut moins de chaleur, et par conséquent moins d'oxygène, que dans les autres procédés. De plus, on évite le coût du séchage et du broyage du charbon.

Le gazéifieur Lurgi fonctionne d'ordinaire sous 30 atm. C'est le procédé qui exige le moins d'oxygène, entre la moitié et le tiers de la quantité nécessaire pour les lits entraînés. On n'a pas besoin d'oxygène très pur, 90 % suffisent. Le gaz quitte le sommet du gazéifieur vers 450 °C, il est refroidi et lavé pour éliminer le goudron, les hydrocarbures liquides, la poussière, etc. Il contient CO , H_2 , CO_2 , CH_4 et d'autres hydrocarbures. Le traitement comprend une série de stades : reformage à la vapeur, réaction de conversion du CO , élimination de CO_2 et de H_2S , lavage à l'azote liquide, reformage à la vapeur du méthane séparé par ce lavage, addition d'hydrogène et compression pour obtenir le gaz de synthèse [25].

La gazéification sur lit fixe ou mobile a certains inconvénients; le charbon doit être en morceaux de 5 à 30 mm, il doit être maigre ou prétraité pour éviter l'agglomération et il se forme divers sous-produits (goudrons, composés phénoliques, huiles légères, etc.) qu'il faut collecter et utiliser ou éliminer. Dans la préparation du charbon, il se forme des fines que l'on peut brûler dans une installation auxiliaire pour obtenir la vapeur et l'électricité nécessaires. Le goudron peut aussi être brûlé ou injecté dans le gazéifieur en un point où la température est assez élevée pour qu'il passe à l'état de gaz.

Dans les procédés à lit fluidisé, dont le principal est le procédé Winkler, le charbon ou le lignite broyé, de façon que sa granulométrie ne dépasse pas 15 mm, est introduit dans le lit fluidisé par des vis d'alimentation près du fond; la vapeur et l'oxygène sont également injectés à cet endroit. La température est à peu près constante, vers 1 000 °C, contrairement à l'accroissement graduel de température du charbon dans le procédé à lit mobile. Il n'y a donc ni goudron ni autres sous-produits liquides et le gaz contient surtout H₂ et CO avec moins de 1 % de CH₄. Le courant gazeux entraîne une quantité appréciable de cendres. Le gaz chaud est refroidi en traversant le foyer de chaudières de récupération, lavé pour enlever les cendres, puis purifié par une série de stades comme dans les autres procédés. On obtient un résidu charbonneux contenant 6 à 12 % du carbone présent dans le charbon, dont on enlève environ 90 % du fond du gazéifieur — il se trouve à l'état sec —, le reste étant récupéré par lavage. Ce résidu peut être brûlé dans le foyer d'une chaudière auxiliaire pour fournir de la vapeur et de l'électricité.

Le gazéifieur Winkler est très utilisé pour fournir du gaz destiné à l'industrie et aux foyers domestiques, mais rarement pour la production d'ammoniac. Ses avantages sont qu'il peut fonctionner avec presque n'importe quelle qualité de charbon ou de lignite et qu'il peut s'adapter aux unités à grande capacité; ses inconvénients, la faible pression (1 à 3 atm), qui augmente les coûts de la compression, et les cendres contenues dans le gaz qui exigent une épuration finale par précipitateur électrostatique.

Les procédés Koppers-Totzek et Texaco sont typiques des gazéifieurs à charbon entraîné. La plupart des usines actuelles utilisant le charbon (sauf en Chine) emploient le procédé Koppers-Totzek qui, comme la plupart des procédés par gazéification du charbon, est essentiellement un procédé par oxydation partielle; au moins deux usines utilisant ce procédé ont été construites de façon à pouvoir être alimentées soit au charbon, soit à l'huile lourde, bien qu'on n'en connaisse qu'une (en Finlande) qui ait fait usage de cette possibilité. Toutefois, on peut supposer que toute unité de gazéification par entraînement pourrait facilement être adaptée à l'usage d'huile lourde ou d'hydrocarbures légers, y compris le gaz naturel.

Dans le procédé Koppers-Totzek, le charbon est séché et broyé finement, 75 % environ passant au tamis à mailles de 0,074 mm, puis envoyé par un courant d'oxygène dans la chambre de gazéification par deux brûleurs placés l'un en face de l'autre; plus récemment, on a utilisé des unités à quatre brûleurs. La vapeur entre par des ouvertures annulaires autour des brûleurs. La gazéification est complète en environ un dixième de

seconde, à des températures comprises entre 1 000 et 1 200 °C. Les cendres sont en partie fondues et enlevées par le bas de l'appareil, en partie entraînées par le gaz. Celui-ci contient normalement 56 % CO, 31 % H₂, 11 % CO₂ et moins de 0,1 % CH₄. Après refroidissement dans le foyer de chaudières de récupération de la chaleur, les cendres sont éliminées par lavage et par précipitation électrostatique. Quant au reste, la fabrication du gaz est analogue à celle décrite plus haut pour le fuel.

Les inconvénients du procédé sont la nécessité d'un broyage poussé du charbon, le fonctionnement à faible pression (1 à 3 atm) et une consommation d'oxygène plus élevée que pour les autres procédés de gazéification du charbon.

Le procédé Texaco est le plus récent et n'a pas encore été appliqué à des usines d'ammoniac, bien que le processus de gazéification ait fait l'objet de travaux considérables de mise au point; il sera utilisé dans l'usine de démonstration de la TVA [23].

Ce procédé diffère du procédé Koppers-Totzek en ce que le charbon finement broyé est mélangé avec de l'eau pour former une bouillie épaisse contenant environ 45 % d'eau, qui est préchauffée et envoyée, avec de l'oxygène, dans un gazéifieur sous pression, celle-ci pouvant atteindre 180 atm. L'application du procédé à la fabrication d'ammoniac a été exposée par Mitzer et Moe [24]; dans ce cas, le gazéifieur fonctionne vers 1 300 °C sous 58 atm. Les cendres fondues sont refroidies par de l'eau dans une chambre au fond du gazéifieur et éliminées sous forme de boue. La température du gaz est ramenée à 1 000 °C par l'action combinée de l'eau et du gaz froid recyclé; il traverse ensuite le foyer d'une chaudière pour récupération de chaleur et est épuré dans un laveur Venturi pour éliminer la suie et les cendres volantes. Les opérations suivantes sont la réaction de conversion du CO, l'élimination de H₂S et de CO₂ par lavage au méthanol froid (procédé Rectisol) et lavage à l'azote liquide. Comme dans les autres procédés par oxydation partielle, le H₂S est transformé en soufre élément. L'usine proposée fournirait 1 360 t/j d'ammoniac et environ 100 t/j de soufre en utilisant 2 300 t/j de charbon bitumineux contenant 14,6 % de cendres et 4,2 % de soufre. On estime le coût de construction de l'usine à 185 millions de dollars, contre 103 millions pour une usine au gaz naturel [24]. Pour un prix du charbon de 22,50 dollars la tonne, le prix de vente de l'ammoniac est estimé à 173 dollars la tonne, avec une bénéfice correspondant à une marge brute d'autofinancement actualisée de 12 %. Il y aurait alors égalité avec une usine alimentée au gaz naturel à environ 90 dollars les 1 000 m³.

Brown a comparé six procédés d'obtention de l'ammoniac à partir du charbon et a conclu que

les deux meilleurs étaient un procédé Lurgi modifié avec scorification et le procédé Texaco [26]. Pour une capacité de 1 000 t/j, il estime respectivement les coûts en capital à 115 et 110 millions de dollars et le prix de revient de l'ammoniac à 131 et 127 dollars la tonne, y compris 33,3 % de coûts annuels liés au capital, en supposant que le charbon coûte 5,50 dollars la tonne. Il suggère que l'emploi du charbon serait plus rentable que celui du gaz naturel si le coût du gaz, à pouvoir calorifique égal, était compris entre 3 et 4 fois celui du charbon. Il est probable que les estimations du coût en capital ne concernent que l'usine proprement dite.

Waitzman estime qu'avec le procédé Texaco le coût clés en main d'une usine d'une capacité de 900 t/j serait de 140 millions de dollars, contre 75 millions avec le gaz naturel, et que le prix de vente de l'ammoniac, en admettant pour les investissements un rendement après impôts de 14 %, serait de 160 dollars la tonne pour du charbon à 27,50 dollars la tonne ou du gaz à 100 dollars les 1 000 m³. Le charbon serait donc concurrentiel si, à pouvoir calorifique égal, le coût du gaz dépassait le triple de celui de charbon.

Toutes les comparaisons économiques ci-dessus correspondent à la situation aux États-Unis et en Europe et ne sont pas directement applicables aux pays en développement.

E. Ammoniac à partir d'hydrogène électrolytique

On a construit plusieurs usines pour produire de l'ammoniac à partir de l'hydrogène obtenu par électrolyse de l'eau. Elles ont été implantées là où l'on disposait d'électricité à bon marché d'origine hydraulique : en Norvège, en Inde (Nangal), en Égypte (Assouan), au Pérou (Cuzco), en Islande et au Canada (Trail, Colombie britannique). La technique a été décrite par Mrochek et Grundt [27, 28]. La matière première est de l'eau purifiée. On y ajoute de la potasse caustique pour accroître la conductivité, mais elle ne participe pas à la réaction. Le rendement varie quelque peu d'une installation à l'autre, mais la consommation moyenne est 4,3 kWh/m³ d'hydrogène, soit environ 8 600 kWh par tonne d'ammoniac [28]. Il faut en outre de l'énergie pour une installation de séparation de l'air fournissant l'azote nécessaire, pour la compression des deux gaz et pour la circulation du mélange gazeux dans la boucle de synthèse; le total nécessaire est d'environ 10 200 kWh ou 8,8 millions kcal par tonne d'ammoniac; il est donc à peu près le même que pour les usines alimentées au gaz naturel. Cependant, si l'électricité était obtenue en brûlant du combustible, il faudrait environ trois fois autant d'énergie thermique, car le rendement de la conversion de

cette énergie en énergie électrique dépasse rarement 38 %.

Grundt estime le coût de la production de l'ammoniac, pour une usine d'une capacité de 300 t/j, soit 100 000 t/an à environ 124 dollars la tonne si l'électricité coûte 5 mills/kWh [28]. Si l'on portait la production à 900 t/j, cela ne ramènerait le coût de production qu'à 116,50 dollars par tonne, tandis que si l'électricité coûtait 10 ou 20 mills/kWh, ce coût passerait respectivement à 175 ou 277 dollars par tonne. Nous résumons ci-dessous l'estimation de Grundt pour une usine d'une capacité de 300 t/j :

Dollars/t NH₃

Frais liés au capital (15 % de 40 millions de dollars)	60
Entretien, main-d'œuvre, services auxiliaires, etc.	13
Électricité (10 200 kWh à 0,01 dollar)	102
Total	175

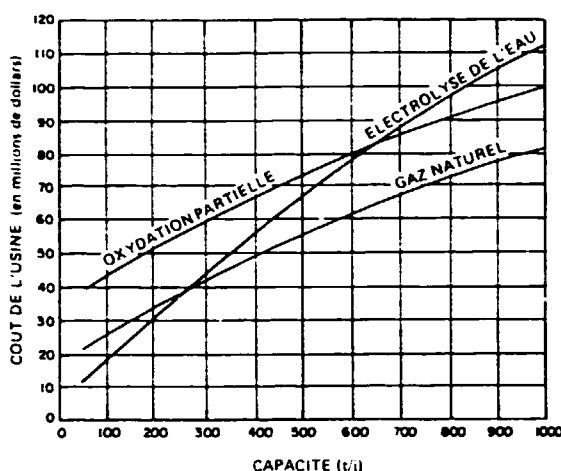
Dans ce procédé, on obtient un volume d'oxygène pour deux volumes d'hydrogène, soit à peu près 0,7 tonne d'oxygène par tonne d'ammoniac; il faut donc tenir compte de la valeur de ce sous-produit, s'il est utilisable, par exemple dans une aciérie. L'unité de séparation de l'air fournirait un petit supplément d'oxygène. Un autre sous-produit possible est l'eau lourde (oxyde de deutérium, D₂O) utilisée dans certains réacteurs nucléaires. L'eau pure contient environ 0,0135 % d'eau lourde. L'hydrogène est électrolysé plus vite que son isotope, le deutérium; la concentration de l'eau lourde dans l'électrolyte augmente donc et l'on peut en récupérer 70 g par tonne de NH₃ [28].

L'électrolyseur représente la plus grande partie des investissements. La capacité d'un électrolyseur Nork Hydro à 235 cellules correspond à environ 3,75 t/j d'ammoniac, mais on peut en fabriquer de plus grands ou de plus petits. Les grandes usines emploient habituellement de nombreux électrolyseurs identiques; par exemple, une usine d'une capacité de 200 t/j exigerait environ 53 électrolyseurs en service. Il y a d'ordinaire des unités supplémentaires, de façon qu'on puisse en arrêter quelques-unes, pour nettoyage, sans interrompre ou diminuer la production d'ammoniac.

Comme le procédé électrolytique ne fournit pas de CO₂, on ne peut utiliser l'ammoniac pour fabriquer de l'urée que si l'on dispose d'une source de CO₂, mais on peut s'en servir pour produire des sels d'ammonium (sulfates, phosphates ou nitrates); l'ammoniac peut aussi être appliqué directement dans le sol, soit sous forme anhydre, soit à l'état de solution aqueuse (voir chapitre X).

Comme on obtient la capacité voulue en mettant en service le nombre nécessaire d'unités, les économies d'échelle sont minimales. La figure 7, tirée de Grundt, montre que, au-dessous d'une capacité de 250 t/j, une usine employant l'hydro-

Figure 7. Comparaison des coûts d'une usine d'ammoniac pour les procédés à l'hydrogène électrolytique, au gaz naturel et à l'oxydation partielle, d'après la référence 28



gène électrolytique coûterait moins cher qu'avec le gaz naturel. Par exemple, pour 100 t/j, le coût est d'environ 20 millions de dollars pour l'hydrogène électrolytique, 25 millions pour le gaz naturel, plus de 40 millions pour l'oxydation partielle du fuel (prix vers la fin de 1976).

Le coût de production par le procédé électrolytique ne dépend guère de la taille de l'usine mais, bien entendu, dépend beaucoup du prix de l'électricité. Si l'on dispose d'électricité à bon marché, ce procédé peut concurrencer les autres, en particulier pour les petites usines.

Un avantage particulier pour les pays en développement serait le fait que le procédé est beaucoup plus simple qu'avec d'autres matières premières.

L'hydrogène est aussi un sous-produit de la fabrication par électrolyse du chlore et de la soude caustique; plusieurs petites usines d'ammoniac l'ont utilisé comme matière première, soit uniquement, soit à titre complémentaire. Dans la plupart des cas, la quantité d'hydrogène ainsi disponible est trop faible pour satisfaire une proportion appréciable des besoins en ammoniac.

F. Economie de la production d'ammoniac

1. Besoins en capital

Comme la production d'ammoniac exige des capitaux considérables, il est particulièrement important que l'estimation du coût en capital soit aussi exacte et aussi réaliste que possible. Une fois qu'on a choisi le procédé, la matière première et l'implantation, une estimation exacte de ce coût est possible, bien que, même dans ce cas, le coût réel dépasse souvent beaucoup l'estimation ou, plus rarement, lui soit inférieur.

Dans ce manuel, nous n'indiquerons pas d'implantation et les estimations des investissements ne seront donc que des ordres de grandeur. Nous espérons que ces estimations seront utiles comme guide, en particulier pour les comparaisons, pour montrer l'influence de facteurs tels que l'implantation, le choix de la matière première, son prix, la capacité de l'usine et le taux de son utilisation.

Les coûts de construction ont beaucoup augmenté de 1967 à 1974; le manuel des Nations Unies de 1967 indique un coût aux limites des batteries d'environ 11 millions de dollars pour une usine d'une capacité de 900 t/j utilisant le gaz naturel et implantée aux Etats-Unis [29], alors qu'en 1974 on estimait qu'une telle usine coûterait 50 millions de dollars [13]. Depuis, l'augmentation des coûts a été faible; en 1978, on arrivait également à 50 millions de dollars, ce qui implique que les techniques permettant de réaliser des économies sur l'ingénierie et la construction ont compensé la hausse du coût de la main-d'œuvre et des matériaux [30]. Il est cependant peu probable que cette compensation se maintienne dans l'avenir.

Types d'estimation

Il existe trois types d'estimations, qui diffèrent par les éléments qui y sont inclus. Le plus courant porte sur l'usine proprement dite; il comprend l'équipement mis en place et prêt à fonctionner si on lui fournit la matière première et les services auxiliaires spécifiés. Certaines variations sont possibles; par exemple les tours de refroidissement pour l'eau de circulation et les installations de traitement de l'eau alimentant les chaudières peuvent être ou ne pas être comprises. Dans les procédés par oxydation partielle, on comprend une chaudière distincte pour fournir la vapeur et (souvent) l'électricité, tandis que, dans les procédés par reformage à la vapeur, le processus de fabrication lui-même fournit une quantité de vapeur suffisante pour la fabrication et pour la plus grande partie de l'énergie mécanique, mais non pour l'électricité. Dans une estimation de ce genre, il faut donc préciser ce qui est compris et ce qui ne l'est pas.

Une estimation "clés en main" comprend en outre toutes les installations auxiliaires; elle peut comprendre les routes et les voies ferrées à l'intérieur de l'usine, les réseaux de distribution d'électricité, d'eau, d'air comprimé et de combustible; les bureaux; les laboratoires; la préparation du site; les entrepôts pour les matières premières et les produits; les ateliers d'entretien, etc. Elle ne comprend pas, en général, les routes ou les chemins de fer d'accès. Ici encore, il peut y avoir de grandes différences suivant l'emplacement choisi. Un emplacement nouveau est un emplacement où il n'existe aucune installation connexe.

tandis que l'agrandissement d'une usine existante exigera moins d'installations auxiliaires. Les nécessités en matière de préparation du site peuvent varier beaucoup suivant l'emplacement: par exemple, s'il est marécageux, on peut être obligé de remblayer et de foncer des pieux; s'il est montagneux, d'importants travaux de terrassement peuvent être nécessaires pour arriver à une horizontalité raisonnable.

Une estimation du coût du projet comprend l'estimation clés en main plus des dépenses supplémentaires telles que: étude de bien-fondé; formation du personnel d'exploitation, d'entretien et d'encadrement; dépenses de mise en service, intérêts de l'argent dépensé pendant la construction et fonds de roulement. Dans les pays en développement, il peut être nécessaire d'y ajouter la formation du personnel de commercialisation et de nombreux éléments d'infrastructure tels que routes, chemins de fer, ports, quais et voies navigables; logements et installations pour les loisirs, la culture et la pratique religieuse destinés au personnel; maison des hôtes; économat, etc. On peut se demander si toutes ces améliorations de l'infrastructure doivent être imputées à l'exploitation de l'usine, puisqu'elles contribuent de façon générale au développement du pays et au bien-être de sa population. Les logements, par exemple, sont d'ordinaire payés, au moins en partie, par les membres du personnel. Les moyens de transport sont souvent utilisés à de nombreuses fins sans rapport direct avec la production d'engrais.

Dans le présent exposé, le montant des investissements sera calculé d'après le coût aux limites des batteries pour une implantation dans un pays développé; pour arriver au coût total, on ajoutera, sauf indication contraire, 50%.

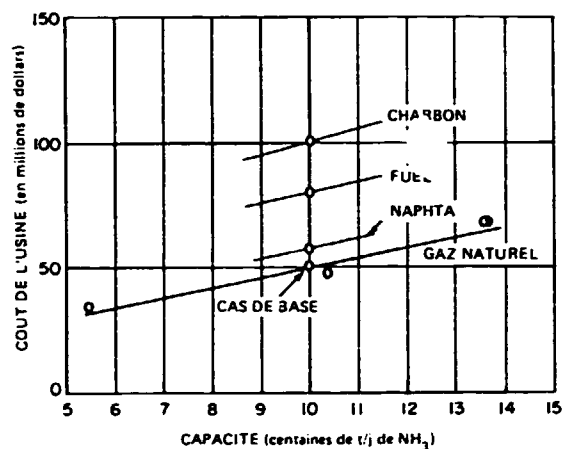
Au cours des 15 dernières années, on a mis au point et amélioré peu à peu des plans d'usines utilisant le reformage à la vapeur du gaz naturel, du naphta et d'autres hydrocarbures légers, les compresseurs adoptés étant du type centrifuge. Des plans normalisés ont été élaborés pour trois capacités: 550, 900-1 040 et 1 360 t/j. La grande majorité des usines construites pendant la dernière décennie ont été conçues pour l'une de ces trois capacités, bien que les compresseurs centrifuges soient utilisables de 270 à 2 700 t/j. Des informations récentes (1978), venant d'une société d'ingénierie ont fourni les estimations approximatives suivantes pour des usines alimentées au gaz naturel et implantées aux États-Unis au voisinage du golfe du Mexique.

Capacité (en t/j)	Coûts (en millions de dollars)	Coûts par t/an de capacité ^{a)} (en dollars)
550	35	193
1 040	48	140
1 360	69	154

^{a)} Capacité annuelle = 330 × capacité journalière

Ces coûts sont indiqués dans la figure 8. Bien qu'une ligne droite relie les trois points, ils ne sont pas situés exactement sur cette droite et on ne doit pas en conclure à la fiabilité d'une extrapolation pour des capacités inférieures ou supérieures ou même d'une interpolation pour des capacités intermédiaires.

Figure 8. Estimations des investissements nécessaires pour des usines d'ammoniac en fonction de la capacité et de la nature de la matière première



Base: coût aux limites des batteries. Pays développé, implantation en zone industrielle.

La plupart des nouvelles usines construites ou commandées pendant la dernière décennie ont été de la catégorie 900 à 1 040 t/j. Les coûts de la mise au point étaient répartis sur un plus grand nombre d'usines, les investissements par t/an de capacité sont moindres et cette taille est en général considérée comme optimale du point de vue économique, dans la plupart des cas. Le chiffre de 550 t/j est d'ordinaire considéré comme le minimum pour les usines utilisant des compresseurs centrifuges; on choisit cette taille lorsque le marché est restreint ou lorsque la matière première n'est disponible qu'en quantités limitées. Quand les coûts de préparation de l'emplacement sont élevés, on préfère quelquefois 1 360 t/j, le coût total du projet par t/an de capacité pouvant alors être plus faible, mais il peut être préférable d'implanter, au même endroit, deux ou plusieurs usines plus petites, comme on l'a fait, par exemple, en Indonésie et en Corée du Sud.

On a construit assez peu d'usines utilisant l'oxydation partielle de l'huile lourde ou du charbon; les procédés et la conception de l'équipement n'ont donc pas été normalisés au même degré que pour le reformage à la vapeur. Il n'y a donc aucune raison de supposer que la taille de 1 000 t/j soit optimale; on a même certaines raisons de croire que l'optimum serait situé plus haut. Par exemple, Supp pense que ce chiffre

pourrait être voisin de 1 600 t/j dans le cas du fuel lourd, lorsqu'on n'est pas limité par les débouchés [18].

Dans la suite de cet exposé, nous admettrons le chiffre de 50 millions de dollars pour le coût aux limites des batteries d'une usine alimentée au gaz naturel, d'une capacité de 1 000 t/j, implantée aux Etats-Unis dans une zone industrielle telle que la côte du golfe du Mexique et le chiffre de 75 millions pour le coût clés en main, ce qui concorde avec les estimations récentes de la TVA [23, 31]. Le coût total de l'installation comprend le terrain, le stockage du produit, la préparation du site et les installations auxiliaires [31].

L'hypothèse généralement admise que le coût total est supérieur de 50 % au coût aux limites des batteries ne paraît pas adéquate pour les installations plus grandes ou plus petites que 900 à 1 040 t/j, parce que la relation entre ce dernier coût et la capacité n'est pas linéaire. Pour la présente estimation, nous n'adopterons 50 % que pour le cas de base, 1 000 t/j; pour d'autres capacités, nous supposerons que les coûts supplémentaires varient proportionnellement à la puissance 0,6 de la capacité, ce qui conduit, pour le coût total, aux chiffres suivants :

Coût d'usines consommant du gaz naturel, implantées aux Etats-Unis

Capacité	550	1 000 ^a	1 360
Coût aux limites des batteries (en millions de dollars)	35	50	69
Autres coûts	17,5	25	37
Coût total	52,5	75,0	99,0

^aCas de base

Il n'est pas tenu compte du fonds de roulement, mais on évalue à 5 % des coûts d'exploitation les "dépenses administratives et dépenses diverses", y compris l'intérêt sur le fonds de roulement.

Pour les matières premières autres que le gaz naturel, on estime le coût en capital en appliquant les coefficients suivants :

Matières premières	Chiffre admis pour le cas de base	
	Coefficient	en millions de dollars ^b
Gaz naturel	1,00	75,0
Naphta	1,14	85,5
Huile lourde	1,60	120,0
Charbon	2,00	150,0

^bCoût total de l'usine, coût aux limites des batteries + 1,5

Ces coefficients sont un compromis entre des estimations de coûts provenant de plusieurs sources; ils correspondent à peu près aux coûts relatifs donnés par Nichols et Blouin [31]. Le coefficient pour les usines alimentées au naphta est probablement fiable, jusqu'à un certain point, pour les tailles normalisées (550 et 1 360 t/j), inférieure et supérieure à la capacité de base. Pour

les autres matières premières, on ne dispose pas d'une expérience suffisante pour déterminer la variation des coûts en fonction de la capacité; les coûts estimés sont donc indiqués sur la figure 8 par un point unique avec un segment de droite indiquant une tendance probable. Les estimations de la variation des coûts en fonction de facteurs autres que la taille seront fondées sur une capacité de 1 000 t/j, sauf dans le cas de l'hydrogène électrolytique, qui a été examiné plus haut.

Il faut souligner que les estimations des investissements ne sont pas des estimations du coût total d'un projet; elles ne comprennent pas, entre autres, les éléments suivants :

1. Hausse des coûts après 1978.
2. Intérêts du capital pendant la construction.
3. Etudes de bien-fondé.
4. Programmes de formation et autres dépenses de mise en service.
5. Imprévus.
6. Production d'électricité, sauf pour les usines alimentées au charbon ou au fuel lourd.
7. Groupes électrogènes de secours.
8. Taxes à l'importation et droits de douane.
9. Autres dépenses inhabituelles pour assurer l'alimentation en eau telles que digues, réservoirs, conduites de grande longueur, dessalage de l'eau de mer.
10. Eléments d'infrastructure tels que logements, routes et chemins de fer en dehors de l'usine; amélioration de ports; quais; jetées; installations dans des aéroports, etc.
11. Dépenses inhabituelles de préparation du site.

2. Estimations du coût de production et du prix de vente départ usine

Pour ces estimations, on adopte les hypothèses simplificatrices suivantes :

1. Coût de la main-d'œuvre, 8 dollars par homme-heure, pour les ouvriers seulement.
2. Frais généraux, 100 % du coût de la main-d'œuvre, y compris l'administration, les compléments de salaire en nature, etc.
3. Contrôle chimique, 20 % du coût de la main-d'œuvre, y compris le personnel de laboratoire et les fournitures.
4. Fournitures diverses, 1 dollar/t.
5. Electricité, 0,027 dollar/kWh.
6. Eau de refroidissement, 0,01 dollar/m³ sans recyclage; s'il y a recyclage avec utilisation de tours de refroidissement, les besoins en eau peuvent être environ 20 fois moindres.

7. Alimentation en eau des chaudières, 0,26 dollar/m³.
8. Amortissement linéaire en 15 ans, 6,67 % du coût de l'usine.
9. Entretien, y compris la main-d'œuvre et les produits et matériaux utilisés, 5 % du coût de l'usine.
10. Impôts et assurances, 2 % par an du coût de l'usine.
11. Intérêts, 4 % du coût de l'usine, ce qu'on peut considérer comme 8 % sur la moitié du coût¹.
12. Rendement des investissements, 10 % par an du coût de l'usine, compte tenu de l'impôt sur le revenu¹.
13. Dépenses administratives et dépenses diverses, 5 % du total des autres coûts de production; elles comprennent l'intérêt sur le fonds de roulement, les dépenses de mise en service, etc.

Pour le cas de base, 1 000 t/j, nous admettrons les chiffres suivants :

Combustible et matières premières	Pouvoir calorifique ^a	Coût unitaire (en dollars, cas de base)
Gaz naturel	8 015 kcal/m ³	0,053 \$
Naphta	10 556 kcal/kg	130 \$
Fuel	9 722 kcal/kg	80 \$
Charbon	6 333 kcal/kg	25 \$

^aPouvoir calorifique inférieur

Besoins par tonne HN.

Combustible et matières premières	Quantité	Millions de kcal ^b	Coût (en dollars)
Gaz naturel	1 073 m ³	8,6	56,87
Naphta	0,89 t	9,4	115,70
Fuel	1,00 t	9,7	80,00
Charbon	1,97 t	12,5	49,25

^bD'après la référence [13]

Pour le cas de base, une usine de 1 000 t/j fonctionnant à environ 90 % de sa capacité, soit 300 000 t/an, alimentée au gaz naturel à 0,053 dollar/m³, on estime le coût de production à environ 115 dollars/tonne et le prix de vente départ usine à 140 dollars (voir tableau 6), alors que le cours mondial est d'environ 117 dollars/tonne (*Fertilizer International*, juillet 1978), soit un peu au-dessus du coût de production estimé, mais très au-dessous de l'estimation du prix de vente départ usine. Pendant la période janvier 1976-juillet 1978, le cours mondial a été compris entre 90 et 135 dollars la tonne. Certains facteurs pourraient conduire à un prix inférieur à l'estimation du tableau 5: le prix moyen de la matière première peut être au-dessous de 0,053 dollar/m³.

¹Si l'on utilise la provision pour amortissements pour diminuer l'investissement en capital, l'investissement moyen en 15 ans serait la moitié de l'investissement total.

le rendement de l'investissement peut être inférieur à 10 %, la plupart des usines datent d'une époque où les coûts de construction étaient moins élevés qu'aujourd'hui et elles sont en partie amorties, le montant investi est donc moindre. Il est à remarquer que les coûts liés au capital représentent à peu près 38 % du coût de production et 49 % du prix de vente départ usine.

Le tableau 7 donne l'influence de la taille d'une usine alimentée au gaz naturel pour des productions journalières comprises entre 550 et 1 360 tonnes. Quand on passe de 550 à 1 000 t/j, le coût de production diminue d'environ 13 dollars la tonne, le prix de vente départ usine de 20 dollars la tonne. Au-dessus de 1 350 t/j, la réduction des coûts est très faible.

Dans le cas de base, le coût du gaz naturel est de 0,053 dollar/m³, soit 6,61 dollars par million de kcal et il représente environ 52 % du coût de production. Comme il a été dit plus haut, le prix du gaz naturel varie beaucoup; dans certains endroits, il peut n'être que de 1,00 à 1,50 dollar par million de kcal, tandis que le gaz naturel liquéfié importé peut atteindre 12 dollars.

Malheureusement, on ne dispose de gaz naturel bon marché que dans des emplacements éloignés où la construction coûte cher. On estime le coût aux limites des batteries dans une zone industrielle d'un pays développé à 75 millions de dollars (cas de base), tandis que, dans un pays en développement, on peut prévoir un supplément de 25 à 50 %. Chose peut-être plus importante, il est d'ordinaire nécessaire de fournir plus d'installations auxiliaires, car les services et les fournitures faciles à se procurer dans les pays développés peuvent être inexistantes. De plus, il faut en général améliorer l'infrastructure; on peut discuter le point de savoir quelle proportion de ces améliorations doit être imputée à l'usine, mais il n'en reste pas moins vrai qu'elles sont indispensables à son fonctionnement.

Quelles qu'en soient les raisons, il n'est pas rare que le coût total d'un projet dans un pays en développement atteigne le double de ce qu'il serait dans un pays développé.

Les figures 9 et 10 montrent l'influence sur le coût de production et le prix de vente départ usine du coût du gaz naturel et d'augmentations de 50 et de 100 % du coût de l'usine. Dans l'établissement de ces figures, on n'a tenu compte que de variations des coûts liés au capital et du prix du gaz naturel, les autres coûts étant supposés constants, sauf les dépenses administratives et les dépenses diverses, prises égales à 5 % du total de tous les autres coûts, ce qui tenait compte de l'augmentation de l'intérêt sur le fonds de roulement parallèlement à l'augmentation du coût du produit. La figure 10 montre qu'une usine coûtant 150 millions de dollars et utilisant du gaz naturel

TABLEAU 6 ESTIMATIONS DU COUT DE PRODUCTION ET DU PRIX DE VENTE DEPART USINE DE L'AMMONIAC

Matière première : gaz naturel (cas de base)
 Capacité : 1 000 t/j, utilisation de la capacité, 90 %
 Production annuelle : 300 000 tonnes
 Implantation : États-Unis, côte du golfe du Mexique
 Coût de l'usine : 75 millions de dollars

	Quantité	Proportion en dollars	Dollars/tonne NH ₃
Gaz naturel	1 073 m ³	0,053	56,87
Catalyseurs et produits chimiques			0,75
Fournitures diverses			1,00
Electricité	33 kWh	0,027	0,89
Eau de refroidissement	220 m ³	0,01	2,20
Eau d'alimentation de la chaudière	2,3 m ³	0,26	0,60
Main-d'œuvre	0,18 homme-heure	8,00	1,44
Frais généraux	100 % du coût de la main-d'œuvre		1,44
Contrôle chimique	20 % du coût de la main-d'œuvre		0,29
Entretien	5 % du coût de l'usine		12,50
Impôts et assurances	2 % du coût de l'usine		5,00
Amortissement	6,67 %		16,68
Intérêts	4,0 %		10,00
Total partiel			109,66
Dépenses administratives et dépenses diverses, 5 %			5,49
Coût de production			115,15
Rendement de l'investissement, 10 %			25,00
Prix de vente départ usine			140,15

TABLEAU 7. INFLUENCE DE LA TAILLE DE L'USINE SUR LE COUT DE PRODUCTION ET LE PRIX DE VENTE DEPART USINE DE NH₃ A PARTIR DE GAZ NATUREL.

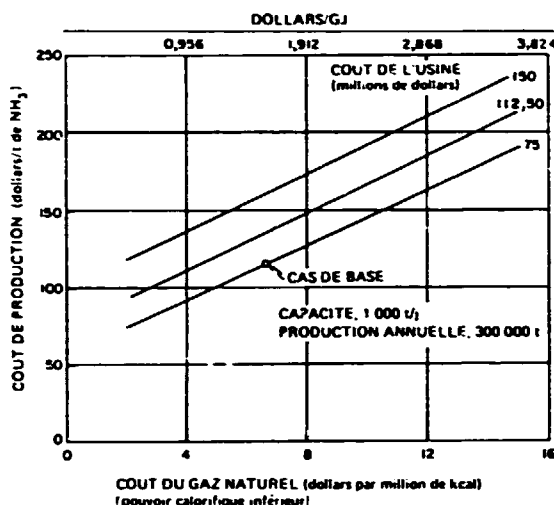
	Capacité en t/j		
	550	1 000 ^a	1 350
Capacité, en milliers de t/an	165	300	408
Coût de l'usine, en millions de dollars	52,5	75,0	109,0
	Dollars/tonne NH ₃		
Gaz naturel	56,87	56,87	56,87
Catalyseurs, produits chimiques et fournitures	1,75	1,75	1,75
Services auxiliaires	3,69	3,69	3,69
Coûts liés à la main-d'œuvre	4,03	3,17	2,80
Coûts liés au capital	56,22	44,18	42,88
Total partiel	122,56	109,66	107,99
Dépenses administratives et dépenses diverses, 5 %	6,12	5,49	5,40
Coût de production	128,68	115,15	113,39
Rendement de l'investissement, 10 %	31,82	25,00	24,26
Prix de vente départ usine	160,50	140,15	137,65

^aCas de base

à 4 dollars le million de keal serait au niveau d'une usine coûtant 75 millions de dollars utilisant du gaz à 12 dollars, mais ni l'une ni l'autre ne serait concurrentielle, vu les cours actuels de l'ammoniac. Si l'on disposait de gaz à 2 dollars le million de keal, le coût en capital de l'usine devrait être d'environ 95 millions de dollars (environ 27 % au-dessus du cas de base) pour fournir de l'ammoniac à un prix de vente départ usine situé dans la moyenne des cours mondiaux en 1976-1978. Les pays en développement peuvent être en mesure d'obtenir des prêts à des conditions de faveur qui diminueraient le prix de l'ammoniac nécessaire pour que le fonctionnement soit rentable. Cette comparaison ne tient pas compte des frets; si l'ammoniac est fabriqué pour l'exportation, chaque usine aurait un certain avantage dans sa région par rapport à des usines plus éloignées. Si l'ammoniac est produit pour utilisation nationale, il faut comparer avec le coût de l'ammoniac importé plus le coût de sa transformation en un produit final acceptable (voir chapitre XI).

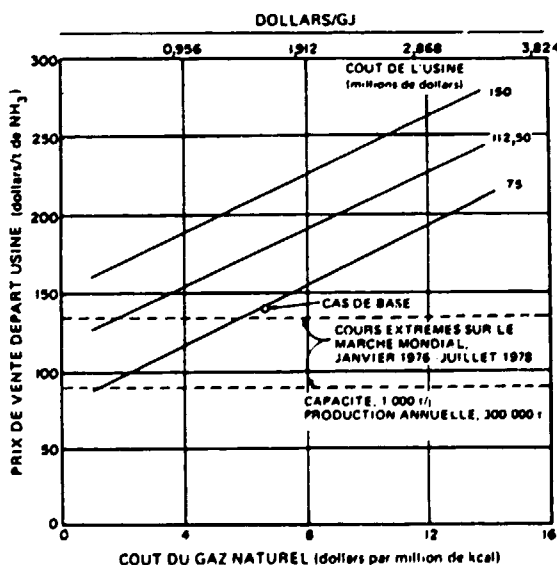
Les comparaisons qui précèdent étaient fondées sur un taux d'utilisation de la capacité d'environ 90 % (production annuelle 300 fois la

Figure 9. Influence du montant de l'investissement et du coût du gaz naturel sur le coût de production de l'ammoniac



capacité journalière nominale). Certaines usines ont réussi à atteindre 100 % pendant plusieurs années, ce qu'on estime en général égal à 330 fois la capacité journalière, ou même plus, mais beaucoup d'autres n'atteignent pas 90 %, pour diverses raisons, telles qu'interruption de la fourniture de matière première, absence de demande sur le marché ou difficultés techniques. En particulier, beaucoup d'usines des pays en développement ont fonctionné très au-dessous de leur capacité nominale, même quand on manquait d'engrais. Il y a quelques exceptions remarquables et, en moyenne, on constate dans ces pays une amélioration.

Figure 10. Influence du montant de l'investissement et du coût du gaz naturel sur le prix de vente départ usine de l'ammoniac



Comme la production d'ammoniac exige des capitaux importants, le taux d'utilisation de la capacité a une grande influence sur le prix de revient et la rentabilité. Par exemple, fonctionner à 100 % de la capacité au lieu de 90 % devrait, dans le cas de base, diminuer le coût de production de 4,42 dollars par tonne et le prix de vente départ usine de 6,92 dollars. Inversement, fonctionner à 75 % de la capacité au lieu de 90 % augmenterait le coût de production de 8,84 dollars par tonne et le prix de vente départ usine de 13,84 dollars. Pour les usines plus coûteuses, l'effet est proportionnellement plus élevé. L'avantage qu'il y a à implanter une usine là où l'on dispose d'une matière première bon marché peut donc être perdu à cause d'un coût en capital plus élevé et d'une moindre utilisation de la capacité.

Bien qu'il soit important de réduire au minimum le coût en capital, il ne faut pas le faire aux dépens de la fiabilité. En général, les sommes supplémentaires dépensées pour améliorer la fiabilité de l'usine sont remboursées sous forme d'une meilleure utilisation de la capacité, d'un moindre coût de production et d'une rentabilité plus élevée. Là où la matière première est bon marché, on peut réaliser une certaine économie sur les coûts en capital en recourant à des appareils de récupération de la chaleur et de l'énergie moins élaborés. L'équipement supplémentaire nécessaire pour améliorer le rendement de cette récupération est important quand la matière première coûte cher, beaucoup moins quand on dispose de gaz naturel bon marché. En outre, les appareils supplémentaires tendent à compliquer le fonctionnement de l'usine et à accroître le coût de l'entretien. Pour réduire le coût en capital, on peut aussi adopter un plan normalisé, choisir des entrepreneurs compétents et fiables et réduire la durée de la construction.

Le choix de la matière première influence directement et indirectement le coût de production parce qu'il influence le coût de l'usine, comme il a été exposé plus haut, et les autres coûts d'exploitation; il peut aussi influencer la fiabilité, bien que l'on ne dispose d'aucune donnée précise sur ce point. Les usines alimentées au charbon se sont révélées moins fiables, quoiqu'elles aient atteint 90 % de la capacité. Si la production d'ammoniac à partir du charbon se répand, il est probable que la conception de l'équipement sera améliorée et normalisée; on pourra donc s'attendre à un fonctionnement plus fiable.

Les tableaux 8, 9 et 10 et les figures 11 et 12 fournissent des estimations des coûts de production et des prix de vente départ usine pour une usine d'une capacité de 1 000 t/j implantée dans un pays développé et alimentée au naphta, au fuel

ou au charbon. Les résultats de ces estimations sont résumés ci-dessous :

Combustible et matière première	Dollars/tonne NH ₃		
	Prix admis	Coût de production	Prix de vente départ usine
Gaz naturel	0,053 dollar/m ³	115,16	140,16
Naphta	130 dollars/t	185,10	213,60
Fuel	80 dollars/t	168,90	208,90
Charbon	25 dollars/t	158,41	208,41

Les figures 11 et 12 donnent, pour chacune des quatre matières premières, le coût de production et le prix de vente départ usine en fonction du prix de la matière première.

On peut exprimer l'influence de la nature de la matière première sur le coût de production en termes de prix de la matière première nécessaire pour produire l'ammoniac à des niveaux de coût donnés, comme suit :

Coût de production (dollars/t NH ₃)	Coût de la matière première nécessaire (dollars/million kcal)			
	Gaz naturel	Naphta	Fuel	Charbon
100	4,70	3,50	1,20	négatif
150	10,50	8,70	6,30	2,40
200	16,00	13,80	11,20	6,80

Dans les hypothèses admises pour l'estimation, on peut arriver à produire de l'ammoniac à 100 dollars la tonne avec du gaz naturel à 4,70 dollars, du naphta à 3,50 dollars ou du fuel à

1,20 dollar le million de kcal; avec le charbon, c'est impossible. Pour un coût de production de 150 dollars/t, les chiffres correspondants sont 10,50 dollars, 8,70 dollars, 6,30 dollars et, pour le charbon, 2,40 dollars par million de kcal.

Une comparaison analogue portant sur les prix de vente départ usine donne :

Prix de vente départ usine (dollars/t NH ₃)	Coût de la matière première nécessaire (dollars/million kcal)			
	Gaz naturel	Naphta	Fuel	Charbon
120 ^a	4,50	3,40	négatif	négatif
150	7,70	6,20	2,30	négatif
200	13,00	11,00	7,30	3,30

^aCours mondial actuel approximatif

Les comparaisons ci-dessus se fondent sur les estimations de l'investissement dans un pays développé. Si, dans un pays en développement, l'investissement était supérieur de 50 %, le coût de production et le prix de vente départ usine seraient nettement plus élevés; dans le cas d'une usine utilisant le charbon, par exemple, il y aurait alors une augmentation d'environ 44 dollars par tonne pour le premier de ces chiffres et de 69 dollars pour le second.

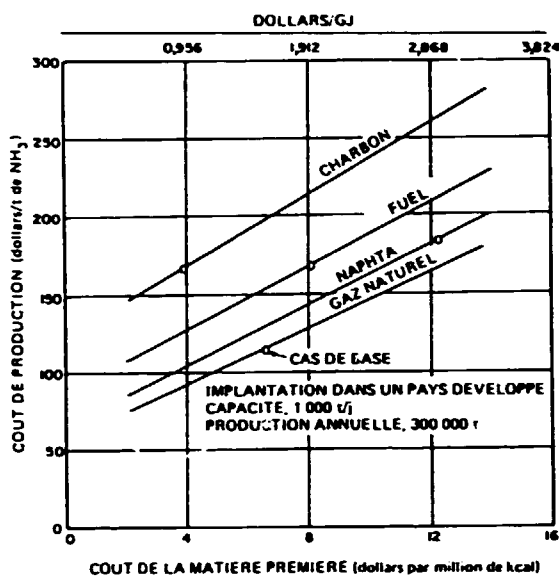
Il n'est probablement pas réaliste de supposer qu'une usine alimentée au charbon puisse atteindre le même taux d'utilisation de la capacité qu'une

TABLEAU 8. ESTIMATIONS DU COÛT DE PRODUCTION ET DU PRIX DE VENTE DÉPART USINE DE L'AMMONIAC OBTENU À PARTIR DU NAPHTA

Matière première : naphta (cas de base)
Capacité : 1 000 t/j, utilisation de la capacité, 90 %
Production annuelle : 300 000 tonnes
Implantation : pays développé
Coût de l'usine : 85,5 millions de dollars

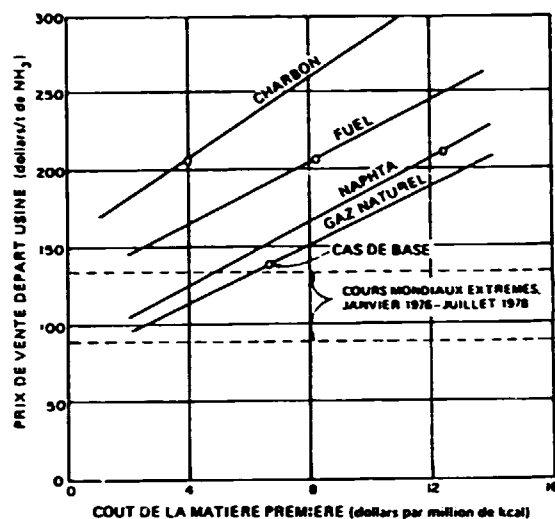
	Quantité	Prix unitaire (en dollars)	Dollars/tonne NH ₃
Naphta	0,89 t	130	115,70
Catalyseurs et produits chimiques			1,00
Fournitures diverses			1,00
Electricité	50 kWh	0,027	1,35
Eau de refroidissement	288 m ³	0,01	2,88
Eau d'alimentation de la chaudière	1,9 m ³	0,26	0,49
Main-d'œuvre	0,20 homme-heure	8,00	1,60
Frais généraux	100 % de la main-d'œuvre		1,60
Contrôle chimique	20 % de la main-d'œuvre		0,32
Entretien	5 % du coût de l'usine		14,25
Impôts et assurance	2 % du coût de l'usine		5,70
Amortissement	6,67 % du coût de l'usine		19,01
Intérêts	4 % du coût de l'usine		11,40
Total partiel			176,30
Dépenses administratives et dépenses diverses	5 % du total partiel		8,81
Coût de production			185,11
Rendement de l'investissement, 10 %			28,50
Prix de vente départ usine			213,61

Figure 11. Influence du prix et de la nature de la matière première sur le coût de production de l'ammoniac



usine au gaz naturel ou au naphta et il faut tenir compte de ce facteur. Cependant, on n'a pas assez d'expérience des usines au charbon pour prévoir le taux moyen d'utilisation. Si l'on admettait pour la différence par rapport à une usine au gaz

Figure 12. Influence du prix et de la nature de la matière première sur le prix de vente départ usine de l'ammoniac



naturel le chiffre de 10 % (80 % contre 90 % par exemple), l'écart augmenterait pour le coût de production d'environ 9 dollars la tonne et pour le prix de vente départ usine d'environ 13 dollars la tonne.

Des comparaisons qui précèdent, il semble peu probable que des usines consommant du

TABLEAU 9. ESTIMATIONS DU COUT DE PRODUCTION ET DU PRIX DE VENTE DEPART USINE DE L'AMMONIAC OBTENU A PARTIR DU FUEL LOURD

Matière première : fuel lourd (cas de base)
Capacité : 1 000 t/j, utilisation de la capacité, 90 %
Production annuelle : 300 000 tonnes
Implantation : pays développé
Coût de l'usine : 120 millions de dollars

	Quantité	Prix unitaire (en dollars)	Dollars/tonne NH ₃
Fuel	1,0 t	80,00	80,00 ^a
Catalyseurs et produits chimiques			0,50 ^a
Fournitures diverses			1,00
Electricité	usine autosuffisante		—
Eau de refroidissement	352 m ³	0,01	3,52
Eau d'alimentation de la chaudière	1,6 m ³	0,26	0,42
Main-d'œuvre	0,27 homme-heure	8,00	2,16
Frais généraux	100 % de la main-d'œuvre		2,16
Contrôle chimique	20 % de la main-d'œuvre		0,43
Entretien	5 % du coût de l'usine		20,00
Impôts et assurances	2 % du coût de l'usine		8,00
Amortissement	6,67 % du coût de l'usine		26,68
Intérêts	4 % du coût de l'usine		16,00
Total partiel			160,87
Dépenses administratives et dépenses diverses	5 % du total partiel		8,04
Coût de production			168,91
Rendement de l'investissement, 10 %			40,00
Prix de vente départ usine			208,91

^aIl n'est pas tenu compte de l'élimination de SO_x ou de NO_x dans les gaz de carneau provenant de la combustion du fuel dans l'unité de génération de vapeur et d'électricité

TABIEAU 10 ESTIMATIONS DU COUT DE PRODUCTION ET DU PRIX DE VENTE
DEPART USINE DE L'AMMONIAC OBTENU A PARTIR DU CHARBON

Matière première : charbon (cas de base)
Capacité : 1 000 t/j, utilisation de la capacité : 90 %
Production annuelle : 300 000 tonnes
Implantation : pays développé
Coût de l'usine : 150 millions de dollars

	Quantité	Prix unitaire (en dollars)	Dollars/tonne NH ₃
Charbon	1,9 t	25,00	49,25
Catalyseur et produits chimiques			0,50 ^a
Fournitures diverses			1,00
Electricité	Usine autosuffisante		—
Eau de refroidissement	308 m ³	0,01	3,08
Eau d'alimentation de la chaudière	1,9 m ³	0,26	0,49
Main-d'œuvre	0,52 homme-heure	8,00	4,16
Frais généraux	100 % de la main-d'œuvre		4,16
Contrôle chimique	20 % de la main-d'œuvre		0,83
Entretien	5 % du coût de l'usine		25,00
Impôts et assurances	2 % du coût de l'usine		10,00
Amortissement	6,67 % du coût de l'usine		33,35
Intérêts	4 % du coût de l'usine		20,00
Total partiel			151,82
Dépenses administratives et dépenses diverses	5 % du total partiel		7,59
Coût de production			159,41
Rendement de l'investissement, 10 %			50,00
Prix de vente départ usine			209,41

^a Il n'est pas tenu compte de l'élimination de SO_x ou de NO_x dans les gaz de carneau provenant de la combustion du charbon dans l'unité de génération de vapeur et d'électricité.

charbon puissent, avec les techniques actuelles, produire de l'ammoniac au cours mondial ou à son voisinage. Dans le passé, ces usines ont été construites là où le charbon était la seule matière première d'origine nationale et où les avantages de la production sur place (sécurité, économie de devises, etc.) l'emportaient sur l'inconvénient du coût plus élevé. Dans l'avenir, certains pays développés entreprendront peut-être de fabriquer de l'ammoniac à partir du charbon à mesure que leurs réserves de gaz naturel s'épuiseront, en particulier s'ils disposent de techniques améliorées.

Dans l'ensemble des pays en développement, les réserves de gaz naturel suffiront pour 136 ans, au taux actuel de production [6]. Bien que ce taux augmente, on continue à découvrir de nouvelles réserves. De plus, les réserves de pétrole et de gaz semblent mieux réparties que les réserves de charbon : elles existent dans 70 pays, dont 45 en développement, contre 19, dont 5 en développement, pour le charbon. Il apparaît donc que le gaz naturel sera sans doute la principale matière première utilisée dans le monde pendant le reste du XX^e siècle, probablement une grande partie du XXI^e et peut-être jusqu'en 2 100, suivant le rythme des découvertes.

3. Economie des petites usines d'ammoniac

Cette évaluation est difficile pour les petites usines (100 à 300 t/j) parce qu'on en a construit assez peu ces dernières années et parce que leurs avantages dépendent de conditions spécifiques qu'il est difficile de généraliser. On peut envisager une petite usine dans des situations telles que les suivantes :

1. Lorsqu'il existe un marché local qu'il serait difficile ou coûteux d'alimenter à partir de grandes usines lointaines.
2. Lorsque l'emplacement est tel qu'il serait difficile d'amener sur le site des éléments d'équipements lourds ou de les monter.
3. Lorsqu'il existe une source limitée de matière première bon marché, par exemple une petite poche de gaz naturel ou une petite quantité d'hydrogène obtenu comme sous-produit.

La TVA a estimé à 18 millions de dollars le coût aux limites des batteries d'une usine de 200 t/j utilisant le gaz naturel implantée aux Etats-Unis [32]. Cette estimation se fondait sur les prix de décembre 1974, avec mise à jour en 1978. Le

coût par t/an d'ammoniac était supérieur d'environ 61 % à celui estimé pour une usine de 1 000 t/j dans les mêmes conditions.

On a récemment achevé à Columbus (Mississippi) la construction d'une usine d'une capacité nominale de 181 t/j; le coût aurait été de 16 millions de dollars [33]. L'un des avantages de l'emplacement choisi était la fourniture pendant une longue période de gaz naturel propriété privée. Cet endroit est aussi très distant des voies navigables intérieures et des pipelines transportant l'ammoniac; il est donc vraisemblablement avantageux pour la distribution à l'échelon local.

Un autre exemple de petite usine nous vient de Nouvelle-Zélande où l'on a annoncé récemment un projet de fabrication d'urée et de sulfate d'ammonium [34]; l'usine d'ammoniac doit produire 92 000 tonnes d'ammoniac par an (vraisemblablement environ 340 tonnes d'ammoniac par jour). Le coût serait de 14,7 millions de dollars néo-zélandais, soit environ 15,6 millions de dollars des Etats-Unis. L'usine utilisera du gaz naturel provenant de réserves nationales et fournira à la Nouvelle-Zélande les engrais azotés nécessaires, actuellement importés.

Si l'on admet que le coût en capital, par tonne de capacité, d'une usine de 200 t/j est supérieur de 60 % à celui d'une usine de 1 000 t/j, les coûts de production liés au capital seraient supérieurs d'environ 27 dollars par tonne, d'après la méthode de calcul utilisée dans le présent chapitre; cette différence pourrait facilement être compensée par une fourniture plus fiable d'une matière première moins coûteuse et par les économies réalisées sur les importations et la distribution.

On a souvent proposé de construire de petites usines d'ammoniac ou d'ammoniac et d'urée dans des pays en développement, surtout pour les pays éloignés ou les régions éloignées de grands pays. Par exemple, Snamprogetti a proposé des usines intégrées ammoniac-urée de 150 t/j (voir chapitre IX) et a estimé que dix de ces usines coûteraient environ 46 % de plus qu'une usine de 1 500 t/j [35], mais on a estimé que le prix de l'urée livrée aux fermiers serait nettement inférieur.

Une proposition tendant à construire de nombreuses petites usines plutôt qu'une grande poserait le problème de l'alimentation en matière première. Il y a peu de pays où cette matière première soit disponible dans un grand nombre d'endroits, mais le problème pourrait être résolu si les procédés permettant de produire du méthane à partir de déchets organiques pouvaient être mis au point à une échelle suffisante pour une petite usine d'ammoniac.

Les petites usines d'ammoniac (et d'urée) existent sous forme normalisée: des unités assemblées d'avance, montées sur patins, que l'on peut placer et relier sur le site avec assez peu de main-d'œuvre [36]. La construction peut donc être très brève, ce qui, pendant la période de construction, diminue l'intérêt sur le capital engagé et la hausse des coûts. En outre, abréger le délai entre conception et achèvement aiderait à réduire les incertitudes inhérentes aux projets à long terme.

On pourrait réduire le coût de l'entretien des petites usines en recourant à une conception normalisée avec des pièces de rechange interchangeables qui pourraient être fournies rapidement par un centre spécial.

Références

1. Appl. May, 1976. "A Brief History of Ammonia Production from the Early Days to the Present", *Nitrogen*, 100:47-58.
2. Honti, G. 1976. *The Nitrogen Industry*, p. 102, Akademiai Kiado, Budapest, Hungary.
3. Young, R. D. and E. H. Brown. 1976. "History of U.S. Facilities at Muscle Shoals, Alabama, and Origins of TVA", TVA Circular Z-74, Tennessee Valley Authority, Muscle Shoals, Alabama.
4. Reidinger, R. B. 1976. "World Fertilizer Review and Prospects to 1980/81", U.S. Dept. of Agriculture, Foreign Agriculture Economic Report, No. 115, Washington, D.C.
5. "FAO Fertilizer Figures for 1976/77", 1978, *Fertilizer International*, 107:4.
6. Hignett, Travis P. 1977. "Trends in Ammonia Feedstocks", FAI/IFDC Fertilizer Seminar, Paper No. TECH 1/1, Fertiliser Association of India, New Delhi, India.
7. "Gas Production: EPA and California Utility to Recover Gas from Rubbish", 1977, *Nitrogen*, 105:37.
8. "U.S. Biomass Potential Assessed", 1978, *Chemical Engineering*, 85(9):73.
9. Wang, K. P. 1975. "The People's Republic of China", p. 48, U.S. Bureau of Mines, Washington, D.C.
10. Nobue, M. 1977. "Large Scale Ammonia Plant and New Gasification Technology", *Chemical Age of India*, 28(11A):882-886.

11. Spitz, P. H. 1977. "Petrochemicals from Coal", *Chemtech*, 7:295-300.
12. "Washington's LNG Role 'No More Deep Freeze'", 1978. *Chemical Engineering*, 85(14):70-72.
13. Buividas, L. J., J. A. Finneran and O. J. Quartulli. 1974. "Alternate Ammonia Feedstocks", *Chemical Engineering Progress*, 70(10):21-35.
14. Deane, A. A. and F. C. Brown. 1977. "Ammonia Plants—Efficiency, Reliability or Both", FAI/IFDC 1977 Seminar, Paper TECH IV/4, New Delhi, India.
15. Quartulli, O. J. "Developments in Ammonia Production Technology". Undated publication of the M. W. Kellogg Co., Houston, Texas.
16. Slack, A. V., and G. R. James, eds. 1973. *Ammonia*, Part I, p. 56. Marcel Dekker, Inc., New York, N.Y.
17. Lembeck, M. G. 1977. "Ammonia Production Based on High Pressure Gasification", *Chemical Age of India*, 28(11A):924-927.
18. Supp, E. 1977. "Combined Production of Methanol and Ammonia from Heavy Residual Oil", *Nitrogen*, 109:36-40.
19. Butzert, H. E. 1977. "Operation Experience in the Large Size Single Stream Ammonia Plant of VEBA-Chemie", FAI/IFDC Fertilizer Seminar, Paper No. TECH IV/6, New Delhi, India.
20. Banquy, D. L. 1970. "Economic Comparison Between Steam Reforming and Partial Oxidation for Ammonia Production", *Proceedings of the Fertiliser Society*, (London) No. 117, p. 82-90.
21. *Rural Small-Scale Industry in the People's Republic of China*. 1977. Chapter VI. American Rural Small-Scale Industry Delegation, University of California Press, Berkeley and Los Angeles, California.
22. Staeger, H. 1977. "Gasification of Coal by the Koppers-Totzek Process for the Production of Ammonia", *Chemical Age of India*, 28(11A):903-910.
23. Waitzman, D. A. 1977. "Recent Technological Developments in Nitrogenous Fertiliser Production—Ammonia from Coal Projects", FAI/IFDC Fertilizer Seminar, Paper No. TECH II/1, New Delhi, India.
24. Netzer, D. and J. Moe. 1977. "Ammonia from Coal", *Chemical Engineering*, 84(23):129-132.
25. Sharma, N. C. 1977. "The Modern Route for Ammonia Plants Based on Coal", *Chemical Age of India*, 28(11A):918-923.
26. Brown, F. 1977. "Using Coal to Replace Hydrogen Feedstock in Existing Ammonia Plant", *Chemical Age of India*, 28(11A):911-917.
27. Mrochek, J. E. 1973. "Electrolysis", in *Ammonia*, Part I, A. V. Slack and G. R. James, eds., p. 369-401. Marcel Dekker, New York, New York.
28. Grundt, T. 1977. "Water Electrolysis and its Possibilities as Basis for Fertilizer Production". Paper presented at seminar on Development of Small Scale Hydroelectric Power and Fertilizer in Nepal, Pokhara, Nepal.
29. ONUDI. 1967. *Manuel des engrais*. Vienne (Autriche).
30. Nichols, D. E., P. C. Williamson, and D. R. Waggoner. 1978. "Assessment of Alternatives to Present-Day Technologies with Emphasis on Coal Gasification". Paper presented at Sleenbock-Kettering International Symposium on Nitrogen Fixation, Madison, Wisconsin.
31. Nichols, D. E. and G. M. Blouin. 1977. "Economic Considerations of Chemical Nitrogen Fixation". Paper presented at annual American Chemical Society Meeting, Chicago, Illinois.
32. Shields, J. T., O. W. Livingston, E. A. Harre and T. P. Hignett. 1975. *An Appraisal of the Fertilizer Market and Trends in Asia*. TVA Bulletin Y-95. Tennessee Valley Authority, Muscle Shoals, Alabama.
33. "New Ammonia Producer" 1978. *Fertilizer International*, 104:13.
34. "Kiwi Project Gets Off the Ground". 1978. *Fertilizer International*, 111:36.
35. Cima, E., P. Casarin and A. Viglietto. 1977. "Small Scale Urea Plants at Farmers' Site with Snamprogetti Integrated Process", *Chemical Age of India*, 28(11A):953-965.
36. "Realizing the Potential of the Small Ammonia Plant". 1976. *Nitrogen*, 100:77-79.

VII. Transport et stockage de l'ammoniac

A. Introduction

Une grande partie de la production mondiale d'ammoniac est expédiée des usines de production vers d'autres endroits, soit pour utilisation directe comme engrais, soit pour transformation en d'autres engrais, soit comme matière première pour obtenir des produits autres que les engrais. On peut se faire quelque idée de l'importance des transports maritimes d'ammoniac grâce à un rapport récent d'ISMA Ltd. qui énumère 153 terminaux maritimes pour l'ammoniac, répartis dans le monde entier, dont 18 étaient en construction au moment de la publication du rapport (15 juillet 1977). Leur capacité totale était de 2 734 000 tonnes et les capacités individuelles allaient de quelques centaines à 212 000 tonnes [1]. La liste ne comprenait pas les terminaux à l'intérieur des terres accessibles seulement par voie d'eau, par le rail ou par pipeline. En 1976, le commerce extérieur mondial d'ammoniac anhydre s'élevait à environ 3 050 000 tonnes; il a atteint 4 033 000 tonnes en 1977 [2]. En 1976, le principal exportateur était les Pays-Bas, avec environ 569 000 tonnes; les autres pays qui, la même année, ont exporté plus de 100 000 tonnes ont été l'Autriche, la Belgique, la France, l'URSS, la Hongrie, les Etats-Unis, le Canada, la Trinité, le Venezuela et le Koweït.

Un autre rapport de l'ISMA Ltd. daté de juillet 1978 énumère 192 navires pouvant transporter de l'ammoniac anhydre, dont 33 d'une capacité de plus de 10 000 tonnes, le maximum étant 46 500 tonnes [3]. Ces navires transportent aussi d'autres gaz liquéfiés, en particulier le gaz de pétrole liquéfié. En général, l'équipement qui convient pour transporter ce dernier gaz convient aussi pour l'ammoniac anhydre. Certains moyens de transport (camions, wagons citernes, péniches et navires) sont souvent utilisés indifféremment pour transporter l'un et l'autre.

L'ammoniac est presque toujours transporté à l'état liquide. Il faut donc recourir à la compression, à la réfrigération ou à une combinaison des deux. Les réservoirs de stockage peuvent être classés en : complètement réfrigérés, semi-réfrigérés et pressurisés; il en est de même des moyens de transport. Les réservoirs totalement réfrigérés sont équipés de façon à maintenir une

température d'environ -33°C , à laquelle la tension de vapeur de l'ammoniac égale la pression atmosphérique (voir chapitre X, figure 11). Dans les réservoirs semi-réfrigérés, l'ammoniac est maintenu à une température relativement basse, telle que 0 à 5°C , pour laquelle la pression relative n'est que de 3 à 4 atm, ce qui permet des réservoirs beaucoup plus légers que si la température n'était pas régulée; dans ce dernier cas, les réservoirs sont d'ordinaire conçus pour une pression maximale d'environ 18 atm, ce qui doit suffire pour toutes les températures ambiantes normalement rencontrées dans la plupart des climats.

La métallurgie de l'acier employé pour les réservoirs de stockage, les bateaux, les véhicules de transport et les pipelines est importante, mais un peu trop complexe pour être exposée en détail ici. Il faut cependant noter deux points. Pour chaque nuance d'acier, il existe une température de transition au-dessous de laquelle il est sujet à rupture par fragilisation; cette rupture commence à une entaille ou à une fissure, en général près d'une soudure où il existe une contrainte. Une fois commencée, la rupture peut se développer rapidement. Il est donc important qu'un récipient ou un pipeline ne fonctionne pas au-dessous de la température de transition de l'acier, à moins que celui-ci n'ait été stabilisé par traitement thermique après fabrication, ce qui est coûteux et parfois impossible. Pour cette raison, les récipients sous pression et les pipelines ne doivent pas recevoir d'ammoniac réfrigéré; l'ammoniac doit être réchauffé à une température supérieure à la température de transition de l'acier utilisé.

Un autre problème est la corrosion, qui peut provoquer des fissures dans les récipients sous pression, pour une gamme étendue de températures et de pressions. Sa cause n'est pas complètement connue, mais elle est beaucoup moins probable si l'ammoniac contient un peu d'eau; pour cette raison, on exige l'addition d'au moins 0,2 % d'eau à l'ammoniac à transporter dans des récipients sous pression.

Le stockage et le transport de l'ammoniac au niveau du commerce de détail seront exposés dans le chapitre X; le présent chapitre concerne surtout le transport et le stockage de grandes quantités.

B. Stockage de l'ammoniac

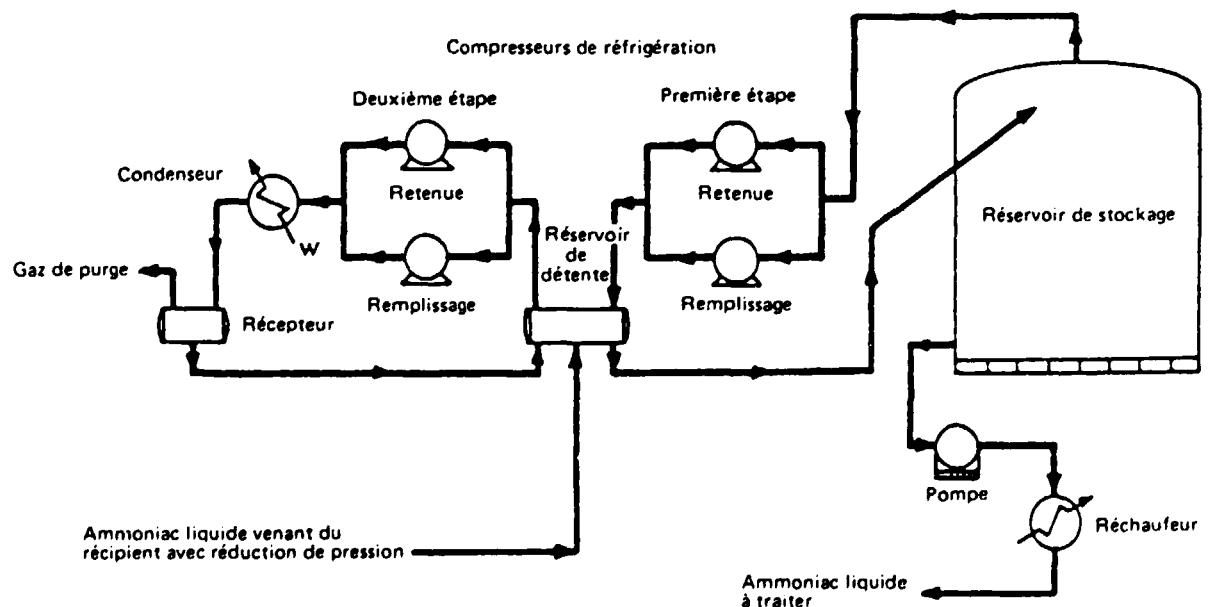
Le stockage sous pression, y compris le stockage avec semi-réfrigération, est rentable pour des quantités ne dépassant pas 2 000 tonnes; dans la partie supérieure de cette gamme, on peut se servir de récipients sphériques semi-réfrigérés, tandis que, dans la partie inférieure, on emploie des récipients cylindriques à extrémités hémisphériques.

Même quand tout l'ammoniac est utilisé sur place, il est habituel d'avoir des installations de stockage correspondant à au moins 15 jours de production, afin que des arrêts du fonctionnement d'installations en aval n'obligent pas à interrompre celui de l'usine d'ammoniac. Dans un complexe ammoniac-urée, par exemple, quand il faut arrêter l'usine d'urée pour des réparations, l'usine d'ammoniac peut continuer à fabriquer, et l'on stocke le produit. Quand l'usine d'urée est remise en service, elle peut, si sa capacité est suffisante, utiliser l'ammoniac au fur et à mesure de sa fabrication plus un petit pourcentage supplémentaire provenant du stock. Pour cette raison, on conçoit d'ordinaire, dans un complexe ammoniac-urée, l'usine d'urée avec une capacité de 5 à 10 % supérieure à celle qui serait nécessaire pour utiliser la production journalière d'ammoniac.

La figure 1 donne un diagramme simplifié d'une installation de stockage réfrigéré d'ammoniac. Dans ce cas, l'ammoniac liquide sous pression vient de la boucle de synthèse de l'usine d'ammoniac (voir chapitre VI). A mesure que la

pression est réduite dans le réservoir de détente jusqu'au voisinage de la pression atmosphérique, une partie de l'ammoniac s'évapore, ce qui amène la température du liquide restant aux environs de -33°C , température à laquelle il va au récipient de stockage. La vapeur d'ammoniac est liquéfiée, par compression et refroidissement de l'eau, et recyclée dans le réservoir détente. L'ammoniac provenant de l'usine d'ammoniac contient de petites quantités de gaz dissous, hydrogène, azote, argon et méthane; ces gaz, appelés gaz de détente, ne sont pas condensés et doivent faire l'objet d'une purge au second stade de la compression. Quand le récipient de stockage n'est pas en cours de remplissage, une assez petite quantité d'ammoniac s'évapore par suite de la chaleur que le récipient a absorbée à travers l'isolant. Cette chaleur est éliminée par l'évaporation de l'ammoniac; la relativement faible quantité de vapeur d'ammoniac est comprimée par un petit compresseur, liquéfiée par refroidissement à l'eau et envoyée dans le récipient de stockage. Pendant le remplissage du récipient, la quantité de vapeur formée est plus grande, ce qui exige l'emploi d'un compresseur plus puissant. L'ammoniac liquide prélevé dans le réservoir en vue de traitement ou d'expédition peut être réchauffé. S'il est chargé dans un navire ou une péniche réfrigérée, il est pompé, par des tuyaux isolés, à la température de stockage. Si le processus en aval exige que l'ammoniac soit chauffé ou vaporisé, on peut le faire en recirculant de l'eau chaude provenant du système de refroidissement par l'eau.

Figure 1. Diagramme simplifié d'une installation de stockage d'ammoniac réfrigéré



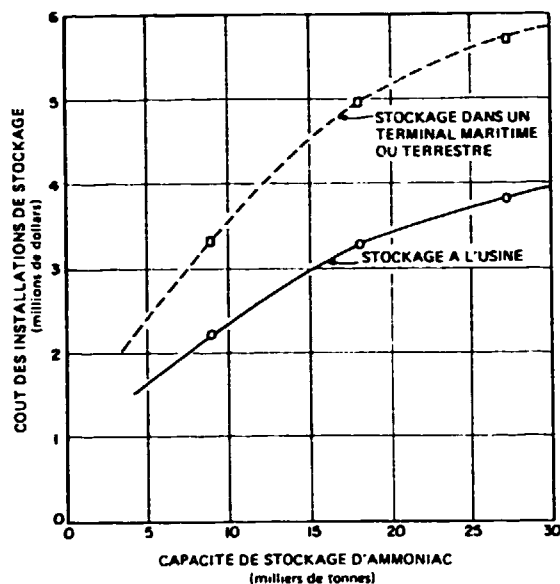
Les réservoirs de stockage d'ammoniac réfrigéré sont de deux types : certains sont à double paroi, l'espace entre les deux parois étant rempli de perlite pour l'isolation thermique et maintenu un peu au-dessus de la pression atmosphérique par de l'air sec, de l'azote ou un gaz inerte. Les autres, à paroi unique, sont isolés extérieurement par du verre mousse, de la mousse de styrène, de polyisocyanurate ou de polyuréthane. Le coût des réservoirs à double paroi est plus élevé, mais les frais d'entretien sont d'ordinaire plus faibles.

Les réservoirs de stockage avec semi-réfrigération sont, eux aussi, bien isolés; l'ammoniac est maintenu à la température désirée, d'ordinaire entre 0 et 5 °C, et le laissant s'évaporer sous une pression régulée. La vapeur est comprimée, liquéfiée par refroidissement à l'eau et recyclée. Le système est donc semblable en principe au précédent, mais les appareils de réfrigération sont bien moins complexes et relativement bon marché.

Les terminaux pour l'expédition et la réception de l'ammoniac liquide sont, en principe, analogues aux installations dans les usines, bien qu'il puisse y avoir des différences importantes. Il est clair qu'un terminal devant recevoir ou charger de l'ammoniac dans des navires de haute mer ou des péniches doit être à un emplacement qui leur est accessible. Les ports pouvant recevoir de gros navires sont peu nombreux et les emplacements adjacents peuvent être rares et coûteux. Dans certains endroits, l'amélioration du port, la construction d'un quai et la préparation du site pour un terminal peuvent entraîner des dépenses considérables. Pour réduire la durée de séjour dans le port, les navires doivent être chargés ou déchargés rapidement avec un minimum de vaporisation de l'ammoniac réfrigéré; il faut donc des pompes puissantes et de grandes conduites bien isolées. Si l'usine d'ammoniac n'est pas adjacente au port, le transport jusqu'à celui-ci peut être très coûteux. Par exemple, un pipeline de 25 cm permettant de transporter l'ammoniac d'un navire à un terminal ou *vice versa* peut coûter 650 dollars/m. Il peut être nécessaire de disposer d'un réfrigérateur supplémentaire pour refroidir l'ammoniac au moment de sa réception. Si l'ammoniac est reçu à un terminal en vue de fabriquer un engrais tel que le nitrate d'ammonium ou le phosphate diammonique, l'usine doit être aussi voisine du terminal que possible pour réduire le coût du transport. Pour ces raisons, les coûts de premier établissement et les coûts d'exploitation d'un terminal peuvent varier beaucoup; ils sont d'ordinaire supérieurs à ceux d'une installation à l'intérieur d'une usine. La figure 2 donne les estimations des coûts en capital d'installations de stockage réfrigéré.

Le coût du stockage à l'usine ne comprend que le réservoir, ses fondations et le matériel de réfrigération nécessaire pour son utilisation normale. Les terminaux maritimes ou terrestres coûtent en général environ 50 % de plus, surtout s'ils sont éloignés de toute usine.

Figure 2. Estimations des coûts en capital d'une installation de stockage d'ammoniac réfrigéré



Les coûts d'exploitation d'une installation de stockage sont surtout des charges fixes. Si l'on admet qu'un terminal maritime d'une capacité de 30 000 tonnes coûte 6 millions de dollars, on peut estimer approximativement le coût annuel d'exploitation comme suit :

Coût annuel (en dollars)	
Amortissement en 15 ans, 6,67 %	400 000
Entretien, 5 %	300 000
Impôts et assurances, 2 %	120 000
Services auxiliaires	80 000
Main-d'œuvre et frais généraux	60 000
Coût total annuel	960 000
Coût par tonne de capacité	32

Si cette installation devait recevoir 100 000 t/an, le coût par tonne manipulée serait de 9,60 dollars. Des calculs analogues conduisent, pour des terminaux de 10 000 et 20 000 tonnes de capacité, à des coûts annuels d'exploitation d'environ 55,0 et 41,50 dollars par tonne de capacité.

La taille d'un terminal marin dépend surtout de la capacité des navires prévus et doit être supérieure de 25 à 50 % à la capacité unitaire des navires pour tenir compte des délais dans l'établissement des dates d'expédition et des délais dus

aux tempêtes, aux grèves, etc. On trouvera ci-dessous les coûts estimés pour des terminaux de différentes capacités recevant 100 000 tonnes par an :

Coûts du terminal pour la réception de 100 000 t. an d'ammoniac

Capacité du terminal	Coût annuel du terminal (en dollars t. de capacité)	Volume des expéditions (en tonnes) ^a	Nombre d'expéditions par an	Coût de la manipulation (en dollars t. de NH ₃)
10 000	55,00	7 500	13,3	5,50
20 000	41,50	15 000	6,7	8,30
30 000	32,00	22 500	4,4	9,60

^aOn admet que le volume de l'expédition est égal à 75 % de la capacité du terminal.

On voit que le coût du terminal, quel que soit le nombre de tonnes manipulées par an, diminue avec sa taille, mais un petit terminal exige un plus grand nombre d'expéditions par des bateaux plus petits, ce qui peut accroître les frets, comme nous l'exposerons plus loin. Déterminer le coût minimal de l'importation d'ammoniac exige donc un compromis entre les frets et les coûts du terminal. Dans l'exemple ci-dessus, on a supposé que l'importance des expéditions n'était par limitée par la profondeur d'eau dans le port, l'espace disponible sur les quais, etc. S'il faut améliorer le port ou construire un quai, on doit tenir compte des coûts entraînés.

C. Transport de l'ammoniac

1. Transport par mer

Les navires de haute mer et les caboteurs utilisés pour transporter l'ammoniac sont normalement munis de réservoirs ou de cales bien

isolés pour contenir l'ammoniac liquide un peu au-dessus de la pression atmosphérique et à une température d'environ -33°C . Ils sont dotés d'installations de réfrigération, analogues en principe à celles utilisées pour le stockage, et de pompes assez puissantes pour décharger rapidement la cargaison.

Le coût du transport par mer dépend d'un grand nombre de facteurs : coût des navires ou de leur affrètement, distance, vitesse des navires, coût du combustible et de l'équipage, droits de port et estaries, nombre de ports de destination, offre et demande d'espace. Ce dernier facteur est important et provoque de très grandes variations des frets. Depuis un an ou deux, l'espace disponible a dépassé la demande et les frets ont été bas, tandis qu'en 1974-75 c'était l'inverse et les frets étaient élevés.

Le tableau ci-dessous est tiré d'un rapport de l'ISMA sur les navires capables de transporter de l'ammoniac anhydre ou d'autres gaz liquéfiés analogues, à des températures minimales comprises d'ordinaire entre -34 et -48°C [3].

Transporteurs de gaz liquéfié

Capacité (en tonnes)	Nombre de navires
30 000 à 46 500	9
20 000 à 30 000	4
10 000 à 20 000	18
5 000 à 10 000	29
2 000 à 5 000	33
Moins de 2 000	100
Total	192

Les exportations d'ammoniac se font d'ordinaire par navires affrétés soit au temps, soit pour un ou plusieurs voyages. Nous donnons ci-dessous, pour 1977 et 1978, quelques frets pour un seul voyage qui ont été publiés.

Frets pour l'ammoniac (voyage unique)^a

Origine	Destination	Tonnage	Fret (dollars/t)
Golfe Persique	Europe du Nord	30 000	23,30
Golfe Persique	Europe du Nord	15 000	35-40
Golfe Persique	Europe méditerranéenne	15 000	25-30
Etats-Unis, golfe du Mexique	Colombie	8 000	22,50
Etats-Unis, golfe du Mexique	Santos (Brésil)	12 000	27
Etats-Unis, golfe du Mexique	Rio Grande (Brésil)	8 000	23
Etats-Unis, golfe du Mexique	Espagne	5 000	25
Etats-Unis, golfe du Mexique	Europe du Nord	10 000	24
Etats-Unis, golfe du Mexique	Italie	8 000-9 000	27,50-29,50
Kenai (Alaska)	Royaume-Uni	14 500	38
Australie	Brésil	10 000	40
Europe occidentale	Etats-Unis	15 000	19,50
Hollande	Finlande	7 000	18
Côte soviétique de la Baltique	Etats-Unis	8 000	31

^aD'après divers numéros de *Fertilizer International Nitrogen et Green Markets*.

Une entreprise de courtage maritime a fourni des informations sur les taux actuels (septembre 1978) approximatifs pour l'expédition outre-mer d'ammoniac anhydre.

Frets approximatifs pour des lots de 25 000 tonnes d'ammoniac anhydre²

Origine	Destination	Fret (dollars/t)
Golfe Persique	Turquie	28-30
	Etats-Unis	47
	Brésil	44
	Inde (côte est)	22
Etats-Unis, côte du golfe du Mexique	Brésil	28
	Royaume-Uni	24-25
	Mexique	10-11
Hollande	Etats-Unis (côte est)	18-19
Russie (mer Baltique ou mer Noire)	Etats-Unis	35

²Les coûts sont d'environ 25% moindres pour des lots de 30 000 tonnes, d'environ 15% plus élevés pour des lots de 8 000 à 10 000 tonnes.

Lorsqu'on a la ferme intention d'expédier de grandes quantités d'ammoniac anhydre, l'affrètement à long terme peut réduire les coûts. Les frets indiqués ci-dessous sont considérés comme typiques de ceux qu'on peut actuellement (1978) obtenir par des contrats pour l'expédition de grandes quantités d'ammoniac anhydre (l'expression "grandes quantités" ne signifie pas nécessairement que la quantité expédiée à une destination spécifique quelconque soit importante).

Frets pour les expéditions importantes (taille du navire non spécifiée)

Origine	Destination	Fret (dollars/t)
Golfe Persique	Turquie	22,50
	Etats-Unis	30
	Brésil	30
	Inde (côte ouest)	10
	Inde (côte est)	15
Etats-Unis, côte du golfe du Mexique	Brésil	17,50
	Mexique	12,50
	Maroc	20
	Royaume-Uni	22,50
Hollande	Etats-Unis	25
La Trinité	Etats-Unis	10-15
	Royaume-Uni	20
Royaume-Uni	Etats-Unis	25
	Algérie	22,50
	Espagne (Nord)	15
	Espagne (Sud)	20

Comme il a déjà été dit, le marché des frets est actuellement faible, à cause d'un excédent de l'offre, mais les expéditions d'ammoniac à l'étranger augmentent et augmenteront probablement encore davantage car on prévoit que plusieurs nouvelles usines, destinées principalement à l'exportation, entreront bientôt en service. Les exportations russes augmentent et on projette d'en accroître encore pour atteindre 1,5 million t/

an à partir de terminaux sur la mer Noire (Odessa) et sur la Baltique (Ventspils) [4]. Le Mexique compte avoir 350 000 t/an d'ammoniac exportable et le développement de la production à la Trinité, en Lybie et dans le golfe Persique augmentera les quantités disponibles à l'exportation. Si tous ces plans se réalisent et si l'on peut trouver les débouchés pour l'ammoniac, l'offre pourrait être inférieure à la demande et les frets pourraient augmenter.

Il faut souligner que le coût total de l'expédition et de la réception d'ammoniac ne comprend pas seulement le fret, mais aussi le coût de fonctionnement des terminaux de chargement, de réception et de stockage, comme nous l'avons déjà dit. Le coût total peut aussi comprendre le transport jusqu'au terminal. Par exemple, en URSS, les terminaux de Ventspils et d'Odessa sont alimentés par pipelines, à partir d'usines distantes de plusieurs centaines de kilomètres.

2. Transport par péniches

Cette façon de faire est rentable pour des pays ou des régions disposant de voies navigables intérieures ou côtières et est très employée en Europe et aux Etats-Unis. Les péniches automotrices sont d'usage courant en Europe où les voies navigables intérieures sont souvent étroites ou peu profondes; leur capacité peut aller de 500 à 3 000 tonnes. La plupart des grosses péniches sont entièrement réfrigérées, les petites sont semi-réfrigérées. Pour la plupart des cours d'eau et des canaux, les péniches d'environ 1 000 tonnes conviennent; des bateaux automoteurs plus importants peuvent être utiles pour la navigation côtière.

Aux Etats-Unis, on emploie d'ordinaire des trains de péniches avec un remorqueur unique; le nombre de péniches peut varier de 6 à 12 et plus, suivant la largeur de la voie navigable. Les péniches transportant l'ammoniac anhydre sont d'ordinaire complètement réfrigérées; leur capacité peut être comprise entre 1 500 et 2 500 tonnes; les péniches plus petites sont utilisées surtout là où la profondeur ou la largeur de la voie navigable est insuffisante. La plupart des transports d'ammoniac anhydre par péniches se font en remontant le Mississippi et par des voies navigables côtières voisines du golfe du Mexique. Il existe plusieurs grands terminaux sur le fleuve. La figure 3 montre un terminal à Pine Bend (Minnesota), dans le cours supérieur du Mississippi, et l'arrivée d'un train de huit péniches d'ammoniac anhydre. Des terminaux analogues sont implantés en divers points du fleuve et de ses affluents. Un terminal peut normalement avoir une capacité de stockage de 60 000 tonnes courtes (54 000 tonnes) d'am-

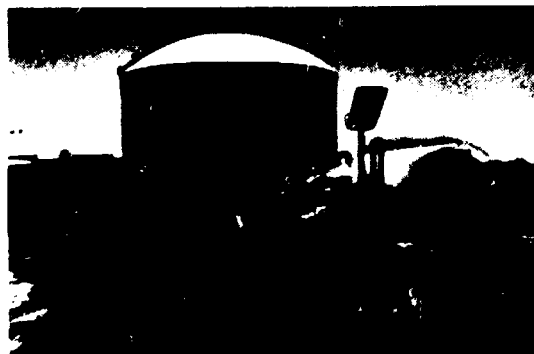
moniac, en deux réservoirs de 27 000 tonnes. Comme le fleuve est gelé l'hiver, les terminaux desservis par péniches doivent être pleins à la fin de l'automne.

A partir du terminal, l'ammoniac est transporté par route ou par fer jusqu'aux points de vente au détail, comme il est exposé dans le chapitre X, d'ordinaire dans un rayon de 150 km au plus. La figure 4 montre un camion venant charger à un terminal. L'ammoniac peut aussi être utilisé pour fournir des engrais composés solides ou liquides, des solutions azotées, etc. Certaines grandes fabriques d'engrais composés reçoivent l'ammoniac par péniches et possèdent leur propre terminal.

Figure 3. Terminal de stockage d'ammoniac à Pine Bend (Minnesota)



Figure 4. Camion en cours de chargement à un terminal



Les frets publiés à partir de Donaldsonville (Louisiane), près de la Nouvelle-Orléans, sont [5] :

Destination	Fret		
	Distance estimée (en km) ²	Dollars par tonne courte	Dollars par tonne métrique
Peoria (Illinois)	1 135	7,60	8,38
Minneapolis (Minnesota)	1 700	6,75	7,44
Omaha (Nebraska)	1 517	18,80	20,72
Sioux City (Iowa)	1 600	25,00	27,55

²Distance à vol d'oiseau estimée, la distance effectivement parcourue peut être supérieure de 50.

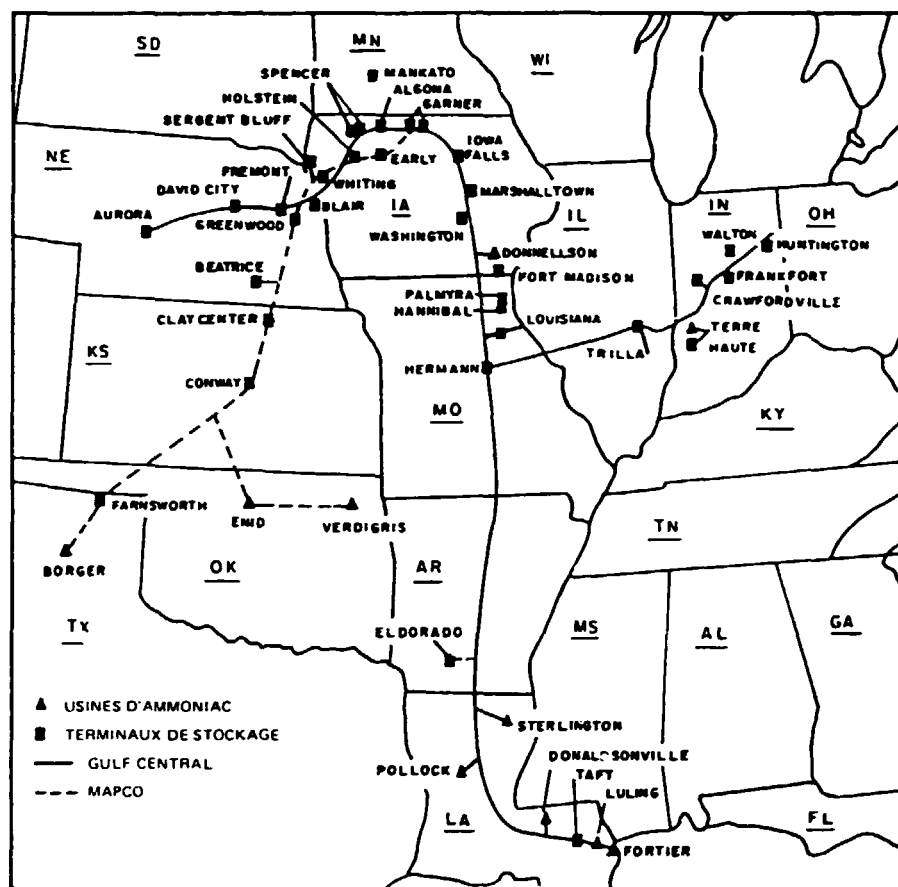
Les différences entre taux sont davantage fonction de la difficulté plus ou moins grande d'accès que de la distance. Peoria est sur l'Illinois, qui est plus étroite que le Mississippi, et le nombre de péniches par train est obligatoirement moindre qu'à Minneapolis. Comme Omaha et Sioux City sont sur le Missouri, qui est peu profond, on est obligé de recourir à de petites péniches; pour ces villes, on utilise le plus souvent d'autres moyens de transport.

Certaines péniches appartiennent à des compagnies de remorquage, mais la plupart ont été achetées ou louées sous forme de crédit-bail par les grands producteurs d'ammoniac et les grandes compagnies pétrochimiques. Les informations sur les coûts sont donc rares et l'on ne peut pas être sûr de trouver des péniches disponibles à court terme, mais on peut obtenir des taux favorables quand les péniches n'ont rien d'autre à transporter. Certains expéditeurs peuvent posséder des péniches et des remorqueurs, d'autres peuvent louer les péniches et conclure un contrat de remorquage; divers autres arrangements sont possibles. Un programme bien établi est nécessaire pour que le transport par péniches soit rentable, car l'économie du procédé exige l'utilisation à plein de l'équipement. Là où les voies d'eau ne sont navigables qu'une partie de l'année, comme dans le nord des Etats-Unis, le transport par péniches peut être désavantagé, à moins qu'on ne puisse utiliser celles-ci pendant l'hiver dans d'autres régions. Le recours aux péniches semble décroître: en 1968, il y avait aux Etats-Unis environ 85 péniches disponibles pour le transport d'ammoniac seulement. Aujourd'hui, il n'y en a plus qu'une quarantaine, appartenant pour la plupart à des sociétés productrices d'ammoniac; en revanche, le transport par pipelines s'est développé.

3. Transport par pipelines

Le transport d'ammoniac anhydre par pipelines est, dans certains cas, intéressant du point de vue économique. On trouve des exemples de transport à longue distance au Mexique, en URSS et aux Etats-Unis. Les pipelines peuvent servir à

Figure 5. Pipelines transportant de l'ammoniac à l'intérieur des Etats-Unis



transporter de l'ammoniac des fabriques qui le fournissent à des terminaux maritimes pour expédition, à des usines d'engrais ou à des régions agricoles pour application directe; ces utilisations peuvent être combinées dans un même pipeline.

Des pipelines relativement courts, ne dépassant pas 50 km, servent depuis 30 ans ou plus au transport de l'ammoniac. Par exemple, à Sterlington (Louisiane), un pipeline de 6,4 km de long et de 76 mm de diamètre a été utilisé pendant les années 50 pour transporter l'ammoniac d'une fabrique à une usine de nitrate d'ammonium. De même, au Portugal, un pipeline de 17 km de long et 10 cm de diamètre fonctionnait en 1960 pour relier une usine d'ammoniac à une usine d'engrais. Un pipeline de 50 km sert à transporter l'ammoniac d'une fabrique de Carling (France) à une fabrique d'urée à Besch (Allemagne); un pipeline parallèle fournit le CO₂. Au Mexique, un pipeline d'environ 240 km de long traverse le pays du golfe du Mexique au Pacifique. L'un des premiers pipelines européens a été construit en Tchécoslovaquie entre Most et Lovosice.

Le transport par pipeline est très employé aux Etats-Unis; les deux principaux sont repré-

sentés dans la figure 5. Le pipeline Gulf Central part du sud de la Louisiane, se dirige vers le nord à travers l'Arkansas et le Missouri jusqu'au nord de l'Iowa, puis, s'orientant à l'ouest, atteint le Nebraska, soit une distance totale d'environ 2 100 km. Une branche part du Missouri, traverse l'Illinois et atteint le nord-est de l'Indiana; sa longueur est d'environ 650 km. Les diverses sections du pipeline ont des diamètres de 25,20 et 15 cm. Le coût (achèvement en 1969) aurait été de 70 millions de dollars. Il est indiqué sept points d'injection correspondant à des producteurs d'ammoniac, dont cinq en Louisiane, un dans l'Iowa et un dans l'Indiana. Il y a 37 terminaux, en 28 endroits, y compris les installations de stockage dans des usines productrices. La capacité totale des installations de stockage connectées au pipeline est d'environ 1 500 000 tonnes, avec une moyenne d'environ 40 000 tonnes par terminal. En outre, le pipeline lui-même contient environ 70 000 tonnes. Certains des terminaux peuvent aussi être ravitaillés par péniches ou par navires via le Mississippi. On peut transporter l'ammoniac d'un terminal à un autre, de sorte que l'ammoniac reçu à certains terminaux par péniches

ou par navires peut être envoyé dans le pipeline pour être expédié à une autre destination. Certains des terminaux récepteurs appartiennent à des fabricants ou à des acheteurs d'ammoniac, d'autres à la Gulf Central Storage and Terminal Company.

Le Mid-America Pipeline System (MAPCO) transporte la production de trois usines, une au Texas et deux dans l'Oklahoma. Il traverse le Kansas et le Nebraska pour atteindre le nord de l'Iowa. Le pipeline de Borger (Texas) à Garner (Iowa) a été construit en 1969; son coût aurait été de 12 millions de dollars. Une grande partie a été placée parallèlement à d'autres pipelines du MAPCO transportant du gaz de pétrole liquéfié et des produits pétroliers raffinés, ce qui a réduit le coût de l'acquisition du droit de passage. Le diamètre du pipeline est de 20 ou de 25 cm suivant les sections, sa longueur d'environ 1 160 km. Les branches allant aux deux usines de l'Oklahoma ont été construites plus tard et, plus récemment encore, on a ajouté un prolongement de Garner (Iowa) à Mankato (Minnesota). La longueur totale, toutes branches comprises, est de 1 628 km; 15 terminaux de stockage, d'une capacité totale d'environ 300 000 tonnes, sont connectés au système. Le terminal de Garner est desservi à la fois par MAPCO et par la Gulf Central; l'ammoniac reçu par l'un des pipelines peut être transporté ailleurs par l'autre. Outre les terminaux de stockage, il existe le long des pipelines diverses stations de chargement de camions, ceux-ci pouvant alors desservir les détaillants ou les usines fabriquant des engrais liquides. Enfin, il existe au moins une station pour le chargement direct de wagons de chemin de fer à partir des pipelines; de nombreux terminaux de stockage sont équipés de façon à pouvoir charger indifféremment des wagons ou des camions.

La capacité initiale du pipeline de la Gulf Central était de 3 000 t/j, celle de MAPCO de 1 300 t/j. L'une et l'autre ont été accrues par l'addition de stations de pompage; la capacité actuelle est probablement le double de la capacité initiale. Lee et Inkofer estiment la capacité de pipelines de 25 et 20 cm, avec des stations de pompage espacées de 64 km, à 3,0 et 1,7 millions de t/an respectivement, soit, en moyenne, 8 220 et 4 660 t/j [6]. Le coût de premier établissement a été estimé à environ 44 000 et 28 000 dollars/km pour les deux diamètres, aux prix de 1969, date de construction. La pression de fonctionnement maximal d'un pipeline dépend de son diamètre et de l'épaisseur des parois; on peut considérer 100 kg/cm² comme un chiffre moyen. Pour plus de détails sur la construction et le fonctionnement des pipelines, voir référence 6.

Une partie de l'ammoniac est utilisée par des fabricants de nitrate d'ammonium, de solutions azotées et d'engrais composés solides ou liquides.

Certains grands fabricants ont leur propre terminal de stockage; les autres et les distributeurs peuvent obtenir par contrat de l'espace dans les installations de stockage appartenant aux sociétés qui possèdent les pipelines ou peuvent acheter l'ammoniac à des terminaux appartenant à des producteurs. La zone desservie par les deux systèmes contient plusieurs centaines de fabricants d'engrais composés liquides et une proportion importante de l'ammoniac peut être employée à cette fin, mais la principale utilisation de l'ammoniac anhydre est l'application directe qui se fait, pour la plus grande partie, au printemps, en quelques semaines. Pendant la période de pointe, les pipelines travaillent à pleine capacité et le transport peut n'être possible que pour les sociétés qui ont conclu d'avance un contrat. A d'autres époques, où il existe une capacité non utilisée, l'ammoniac peut être accepté sur la base de contrats à court terme, éventuellement à un taux réduit.

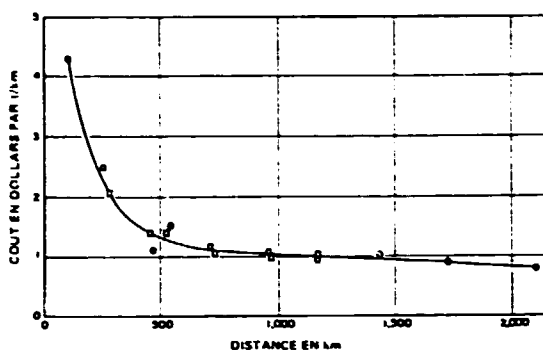
L'ammoniac anhydre à transporter par pipeline doit satisfaire aux spécifications suivantes :

- Température : comprise entre 2 et 29 °C
- Teneur en HN_3 : 99,5 % minimum, en poids
- Teneur en eau : 0,2 % minimum, en poids
- Teneur en huile : 44 ppm maximum, en poids
- Inertes : 0,5 cc/g maximum

Pendant le transport de l'ammoniac d'un terminal réfrigéré à un autre, il doit être réchauffé jusqu'à 2 °C au moins, puis réfrigéré à nouveau à la réception, car le pipeline serait susceptible de se rompre par fragilisation si la température était inférieure à 2 °C, comme nous l'avons dit plus haut. De nombreux terminaux ont des réservoirs de stockage sous pression de 100 à 1 000 tonnes où l'ammoniac est au-dessus de 2 °C; ils s'ajoutent aux 18 à 77 000 tonnes de réservoirs de stockage réfrigérés.

Les systèmes de pipelines décrits plus haut sont des transporteurs publics et doivent respecter les règlements gouvernementaux (Interstate Commerce Commission) qui exigent, entre autres, que les tarifs soient publiés. Les chiffres du tableau 1 sont des exemples de taux publiés s'appliquant à ces contrats pour des expéditions annuelles de 226 750 t (250 000 tonnes courtes). La figure 6 donne les taux par tonne/kilomètre. Les différences entre les taux A et B sont assez complexes et concernent des arrangements pour livraison pendant la période de pointe. Dans les deux cas, quand le contrat est annuel, le prix est le même pendant toute l'année. En dehors de la période de pointe, l'excès des arrivées sur les départs est stocké soit dans les terminaux de l'expéditeur, soit dans ceux de la compagnie propriétaire du pipeline, jusqu'à la saison de pointe.

Figure 6. Coûts du transport par pipeline, en t/km



Ces chiffres ne concernent que le transport. Si l'ammoniac est chargé directement du pipeline dans des camions, il y a un supplément de 1,29 dollar par tonne si le chargement est effectué par la compagnie propriétaire du pipeline. Quand l'ammoniac est stocké dans les installations de la compagnie, le supplément annuel est de 27 dollars par tonne d'espace de stockage plus 2,20 dollars par tonne de débit. Si, par exemple, le débit annuel est triple de l'espace convenu, le coût est (27 dollars : 3) + 2,20, soit 11,20 dollars/tonne. La figure 7 donne les sommes perçues par les terminaux pour divers rapports espace/débit. Si les installations de stockage appartiennent à

l'expéditeur ou au destinataire, il devra supporter des dépenses à peu près équivalentes.

Les terminaux accordent des réductions pour l'ammoniac livré à l'acheteur qui l'utilise à un rythme régulier, à un fabricant de nitrate d'ammonium par exemple. La réduction dépend de la

Figure 7. Sommes perçues par les terminaux pour divers rapports espace/débit

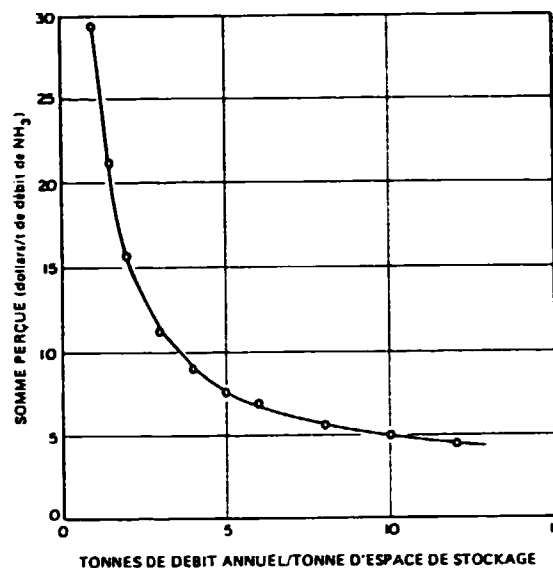


TABLEAU I. COUT DU TRANSPORT DE L'AMMONIAC PAR PIPELINE^a

Origine	Destination	Taux (en dollars, t) Estimation		Distance (en km)	Coût par t km (en cents)	
		A	B		A	B
<i>Transport par MAPCO</i>						
Borger (Texas)	Garner (Iowa)	10,22	11,24	1 160	0,88	0,97
	Blair (Nebraska)	8,42	9,31	926	0,90	1,00
	Beatrice (Nebraska)	7,63	8,39	726	1,05	1,16
	Conway (Arkansas)	6,22	6,83	490	1,27	1,39
Enid (Oklahoma)	Garner (Iowa)	9,50	10,46	949	1,00	1,10
	Blair (Nebraska)	7,60	8,36	715	1,06	1,17
	Beatrice (Nebraska)	6,61	7,28	515	1,28	1,41
	Conway (Arkansas)	5,22	5,74	280	1,86	2,05
<i>Transport par Gulf Central</i>						
Donaldsonville (Louisiane)	Palmyra (Missouri)	10,41		1 182	0,88	
	Terre Haute (Indiana)	14,22		1 430	0,99	
	Spencer (Iowa)	15,76		1 723	0,91	
	Aurora (Nebraska)	16,53		2 100	0,79	
Palmyra (Missouri)	Terre Haute (Indiana)	5,45		471	1,16	
	Spencer (Iowa)	8,21		541	1,52	
	Aurora (Nebraska)	9,59		918	1,04	
Terre Haute (Indiana)	Huntington (Indiana)	6,01		245	2,45	
Donnelson (Indiana)	Palmyra (Missouri)	4,57		106	4,31	

^aQuelques taux publiés convertis en unités métriques

structure de l'utilisation. Par exemple, pour une consommation annuelle de 80 à 90 000 tonnes et une consommation hebdomadaire de 1 520 à 1 720 tonnes, le fabricant peut conclure un contrat pour 1 700 tonnes d'espace de stockage à 27 dollars par tonne et par an, plus 1,44 dollar par tonne de débit. Si le débit annuel est de 85 000 tonnes, le coût total s'élève pour lui à 1,98 dollar/tonne (0,54 dollar pour l'espace + 1,44 dollar pour le débit).

Bien entendu, les terminaux calculent sans tenir compte du moyen d'expédition: dans le cas d'expédition par péniches vers le nord des Etats-Unis, le rapport débit/espace sera vraisemblablement plus bas que dans le cas d'un transport par pipeline, parce que les péniches ne sont utilisables qu'une partie de l'année, et il est vraisemblable que le stockage au terminal par tonne de débit coûtera plus cher.

4. Transport par chemin de fer

Aux Etats-Unis, on utilise surtout des wagons de 70 à 72 tonnes de capacité, bien que quelques wagons plus anciens de 25 à 30 tonnes soient encore en service et qu'il existe quelques wagons de 90 tonnes. En général, on emploie le transport par chemin de fer pour des distances plus courtes que le transport par pipeline ou par eau, mais ce n'est pas toujours le cas, car, pour approvisionner certains points, le rail peut être plus économique qu'une combinaison de péniches ou de pipelines avec le rail ou la route. La voie ferrée est utilisée entre autres pour transporter d'un pipeline ou d'un grand terminal à un autre terminal de stockage. La figure 8 montre un grand terminal de stockage recevant l'ammoniac par rail. Une autre utilisation est le transport d'un producteur d'ammoniac à un autre lorsque l'un a un excédent et l'autre un déficit. Enfin, il y a le transport d'une usine ou d'un terminal à un détaillant ou petit fabricant d'engrais liquides ou solides.

Figure 8. Grand terminal de stockage recevant l'ammoniac par voie ferrée



Pour le transport par fer ou par route, l'ammoniac, s'il a été soumis à un stockage réfrigéré, doit être réchauffé jusqu'à au moins 5 °C car le refroidissement brutal à -33 °C provoquerait des contraintes pouvant fissurer le récipient en acier. Toutefois, on étudie actuellement des wagons pouvant recevoir l'ammoniac réfrigéré à -33 °C et si bien isolés que l'élévation de température ne dépasse pas 1 à 2 °C par jour, ce qui représenterait un avantage évident pour le transport d'ammoniac d'un terminal réfrigéré à un autre.

Le tableau 2 donne des coûts représentatifs pour le transport de l'ammoniac par fer dans des wagons de 70 tonnes. Ces chiffres supposent que la compagnie de chemin de fer fournit les wagons, mais, comme ces compagnies ne disposent que de peu ou pas de wagons convenant pour le transport de l'ammoniac, en fait, c'est l'expéditeur qui les fournit et la compagnie de chemin de fer accorde une réduction de tarif correspondante, d'après la longueur du transport. L'expéditeur peut être propriétaire du wagon ou l'avoir loué à long ou court terme. Dans les deux cas, le coût par tonne/kilomètre dépend du coefficient d'utilisation par l'expéditeur. En pratique, ce coût dépasse en général la réduction de tarif accordée, sauf si les wagons sont constamment utilisés.

Le coût dépend du poids d'ammoniac par wagon: dans le cas d'un petit wagon de 23 tonnes, il peut être double de celui qu'on paierait pour un wagon de 70 tonnes. Il y a un tarif préférentiel pour les groupements de plusieurs wagons, d'ordinaire au moins cinq wagons de 70 tonnes, sous réserve de la garantie d'un volume annuel qui peut, par exemple, être d'environ 33 000 tonnes (36 000 tonnes courtes). Nous donnons ci-dessous un exemple de l'influence de la taille de l'expédition sur le coût.

Poids minimal par wagon (en tonnes)	Coût en dollars, \$, pour une distance de 494 km
<i>Wagon unique</i>	
22,7	29,9*
63,5	20,55
70,3	14,28
<i>Groupe de wagons^d</i>	
70,3	10,17
72,6	10,00

*Au moins cinq wagons par expédition, minimum annuel 32 652 tonnes.

5. Transport par route

Le transport par camions est le moyen le plus coûteux de transporter de l'ammoniac anhydre: on l'emploie donc surtout pour de courtes distances, d'ordinaire moins de 150 km, mais il se

TABLEAU 2. QUELQUES FRETS PAR VOIE FERREE POUR L'AMMONIAC ANHYDRE^a

	Distance (en km) ^b	Wagon unique ^c (en dollars t)	Groupe de wagons ^d (en dollars t)
<i>De Donalsonville (Louisiane) à</i>			
Jackson (Mississippi)	339	12,07	—
Little Rock (Arkansas)	677	16,92	12,34
Macon (Géorgie)	927	19,04	—
Springfield (Missouri)	1 102	23,22	15,83
Peoria (Illinois)	1 361	26,77	20,89
Des Moines (Iowa)	1 643	30,59	24,77
Omaha (Nebraska)	1 601	29,65	23,90
<i>D'Enid (Oklahoma) à</i>			
Jackson (Mississippi)	1 064	21,00	—
Little Rock (Arkansas)	653	16,7	12,34
Macon (Géorgie)	1 665	27,69	—
Springfield (Missouri)	494	13,98	10,17
Peoria (Illinois)	985	21,38	15,81
Des Moines (Iowa)	763	18,26	13,40
Omaha (Nebraska)	665	16,92	12,34

^aTaux publiés convertis en unités métriques.

^bPlus courte distance par chemin de fer.

^cPoids minimal par wagon : 70,3 tonnes.

^dCinq wagons au moins par expédition, sous réserve d'un volume annuel de 32 652 tonnes (36 000 tonnes courtes).

développe aux Etats-Unis parce que beaucoup de voies ferrées ont été abandonnées et le nombre de localités non desservies par le rail augmente. Les camions employés sont, en fait, des remorques tractées. Chacun des Etats a sa propre réglementation sur le poids total des camions autorisés à circuler sur les grand-routes. Les capacités des remorques sont donc variables, couramment 16 à 18 tonnes. La figure 4 montre un camion arrivant à un terminal pour charger. Les remorques peuvent appartenir à la compagnie qui produit et vend l'ammoniac ou à la compagnie de transports. Elles servent à transporter l'ammoniac jusqu'aux centres de vente au détail ou aux petites usines d'engrais liquides. Elles servent aussi pour le gaz de pétrole liquéfié. Dans certains Etats de l'Ouest, la traction de deux remorques par un seul tracteur est autorisée, ce qui réduit le coût du transport au point où il peut concurrencer le rail.

Le tableau 3 donne quelques exemples des coûts de transport par camion. La première partie donne des taux moyens pour plusieurs compagnies de transport; la seconde partie, certains taux spécifiques point à point. Les taux par t/km, par rapport à la distance, sont repris dans la figure 9; ils peuvent être quelque peu moindres pour des contrats à long terme.

Aux Etats-Unis, on consomme environ 4,5 millions de tonnes d'ammoniac anhydre par an pour l'application directe, dont probablement 75 à 80 % au printemps. Dans chaque région, la plus grande partie est utilisée dans le délai d'un

mois. Il en résulte que la plus grande partie du NH, destiné à l'application directe doit être stockée au voisinage du point d'utilisation, en partie dans les installations de stockage des détaillants, en partie dans de grands terminaux desservis par des pipelines, des péniches, des voies ferrées ou une combinaison de ces moyens. Le débit annuel des terminaux de stockage ne dépasse probablement pas le double de leur capacité et les coûts du stockage sont donc élevés. Un coût total normal pour le stockage et le transport de l'ammoniac produit en Louisiane, au Texas ou

Figure 9. Coûts du transport par t/km en fonction de la distance

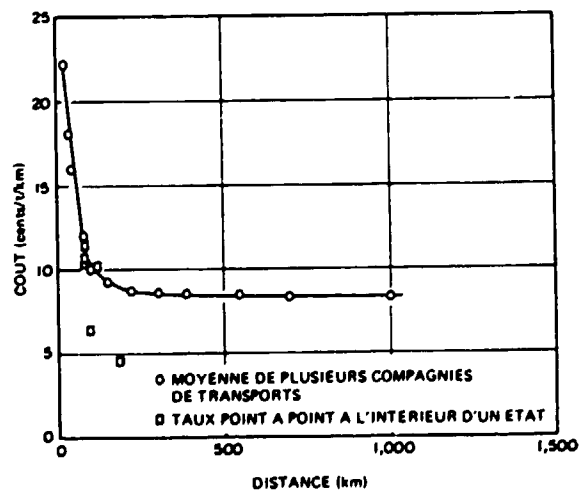


TABLEAU 3. TRANSPORT D'AMMONIAC PAR CAMIONS (MOYENNE DE PLUSIEURS COMPAGNIES DE TRANSPORT)

		Distance (en km)	Dollars/tonne	Cents/km
		0 à 32	7,16	11,4 et plus
		80	9,50	11,9
		153	14,35	10,7
		225	19,66	8,7
		306	26,18	8,6
		386	32,84	8,5
		467	39,30	8,4
		547	46,44	8,5
		627	52,93	8,4
		708	58,60	8,3
		788	65,40	8,3
		1 000	83,51	8,3

Taux point à point (à l'intérieur d'un même Etat)

De	à			
Omaha	Fremont (Nebraska)	69	7,23	10,5
Dubuque	Manchester (Iowa)	72	7,82	10,9
Winona	Rochester (Minnesota)	72	8,49	11,8
Cincinnati	Circleville (Ohio)	129	13,33	10,3
Lathrop	Fresno (Californie)	191	9,03	4,7
Lathrop	Sacramento (Californie)	97	6,17	6,4

dans l'Oklahoma jusqu'à un centre de vente au détail pourrait être :

	En dollars
Transport par pipeline de l'usine au terminal	10,00
Frais de stockage au terminal	13,70
Transport par camions du terminal au détaillant	9,50
TOTAL	33,20

Le total ci-dessus ne comprend pas le coût du stockage chez le détaillant ni le transport jusqu'aux fermes. Bien que le chiffre puisse paraître élevé, il faut noter que fournir une quantité équivalente sous forme d'urée (8,0 millions de tonnes) ou de nitrate d'ammonium (10,9 millions de tonnes) coûterait probablement bien plus cher. En outre, il faut tenir compte du coût de la transformation de l'ammoniac en urée ou en nitrate d'ammonium.

Il est à remarquer que le détaillant que nous avons supposé être dans l'Iowa a plusieurs possibilités. Il peut être ravitaillé directement par le producteur, par fer, pour environ 25 dollars. Il peut recevoir de l'ammoniac par camions chargés directement à un pipeline; le coût serait d'environ 20,99 dollars (10 dollars pour le transport par pipeline plus 1,29 dollar pour chargement du camion, plus 9,70 dollars pour le transport par route). Il peut recevoir des expéditions par fer ou par route provenant d'un terminal desservi par des péniches. Certaines de ces possibilités peuvent être intéressantes pour remplir les réservoirs du détaillant en dehors de la période de pointe, mais, au cours de celle-ci tous les moyens de transport sont surchargés et si le détaillant a besoin de reconstituer ses stocks à ce moment, il peut être obligé de s'adresser au terminal capable de fournir.

6. Comparaison de diverses méthodes de transport

La figure 10 compare les coûts, aux Etats-Unis, du transport de l'ammoniac par pipelines, par fer et par route. Le transport par péniches n'est pas indiqué parce que son coût dépend plus de la nature de la voie navigable que de la distance. Il est cependant évident que c'est le moyen le plus économique entre des points situés sur des voies navigables permettant le passage de trains de grandes péniches. A titre d'exemple, nous donnons ci-dessous une comparaison de coûts pour des distances à peu près équivalentes :

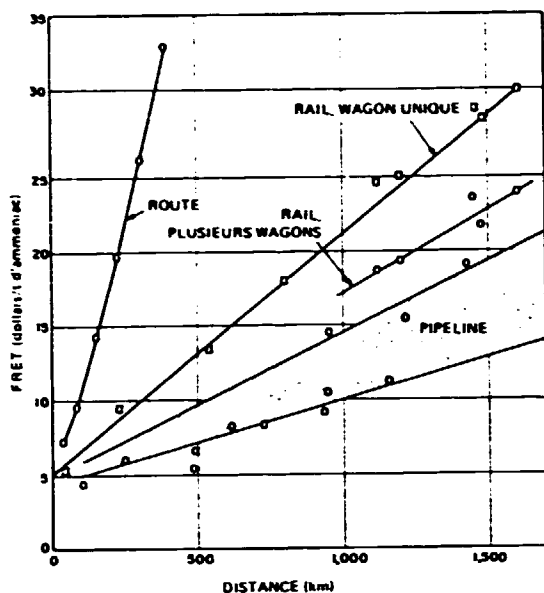
A partir du sud de la Louisiane

Vers	Distance	Méthode	Dollars/t
Minneapolis (Minnesota)	1 700	Péniche	7,44
Spencer (Iowa)	1 723	Pipeline	15,76
Peoria (Illinois)	1 135	Péniche	8,38
Palmyra (Missouri)	1 182	Pipeline	10,41

Le transport par péniches est, bien entendu, limité aux points situés sur des voies navigables. Un autre inconvénient est que ce transport peut être arrêté par les glaces, par des inondations et par des périodes d'eaux basses, ce qui oblige à accroître la capacité de stockage au terminal par rapport au débit. L'augmentation des coûts au terminal peut donc, au moins en partie, compenser la réduction du coût du transport. Le degré de cet inconvénient dépend beaucoup de la nature des voies navigables.

Le transport par pipeline apparaît comme nettement meilleur marché que le transport par fer, tandis que le transport par route est le plus

Figure 10. Comparaison des coûts de transport par pipeline, par fer et par route.



coûteux de tous. Cependant, la route permet d'atteindre un bien plus grand nombre de points que le rail et, dans la plupart des pays développés, le rail a le même avantage sur les pipelines et les voies navigables. La comparaison de la figure 10 ne s'applique qu'aux Etats-Unis et n'est pas nécessairement valable pour les autres pays. De plus, elle ne tient compte que des coûts de transport, non des coûts au terminal et des coûts de stockage.

Pour l'ensemble du monde, on ne peut faire que quelques observations générales. Il est évident que le transport par mer est la seule méthode utilisable en dehors du continent de production; c'est aussi la méthode la meilleure marché pour le transport entre deux points accessibles à la navigation maritime et assez distants l'un de l'autre. Il faut faire deux réserves: il est probable que les taux de fret pour le transport en haute mer augmenteront très appréciablement; d'autre part, il faut tenir compte du coût des terminaux maritimes, de l'amélioration des ports, des quais, des jetées, etc. Par exemple, si deux points sont sur une même nappe d'eau et sont aussi reliés par terre, il est fort possible que, dans certains cas, le transport par voie terrestre soit plus économique.

Pour expédier à l'intérieur d'un pays ou d'une région, le transport par péniches ou par caboteurs peut être rentable s'il existe des ports ou des voies navigables intérieures convenablement placés et si le volume à expédier est suffisant pour justifier le coût d'un terminal.

Le transport par pipeline peut être la meilleure solution entre points reliés par la terre, par exemple d'une usine d'ammoniac à une ou plusieurs usines d'engrais implantées dans les régions consommatrices. Cependant, le coût des pipelines est élevé et varie beaucoup suivant le terrain et suivant le coût de l'acquisition du droit de passage. Ce procédé est économique lorsque le volume est important et l'utilisation régulière, ce qui réduit le coût du stockage aux terminaux.

Le transport par fer peut être préférable pour des quantités moyennes, en particulier quand plusieurs usines d'engrais éloignées les unes des autres sont alimentées par la même fabrique d'ammoniac. Il faut évidemment qu'on puisse disposer d'un réseau ferré convenable et, même alors, le coût de wagons-citernes adéquats est élevé.

Le transport par route est relativement cher, mais il peut, dans certains cas, être la seule solution possible, et il est bien plus souple que les autres moyens.

Enfin, il arrive souvent qu'on doive envisager l'une ou l'autre combinaison de méthodes de transport, avec terminaux de stockage aux points de transfert. Il est clair que les estimations du coût des différentes possibilités peuvent être compliquées. Quand l'ammoniac n'est pas le produit final désiré, on peut aussi se demander s'il ne vaut pas mieux fabriquer le produit final à l'usine d'ammoniac et le transporter ensuite vers les débouchés. Bien que l'expédition d'ammoniac soit plus coûteuse, à tonnage égal, par n'importe quelle méthode, que celle d'engrais azotés solides ou de liquides à la pression atmosphérique, c'est souvent le meilleur marché par tonne d'azote à cause du dosage élevé (82% N). Cependant, il faut estimer l'économie de tous les systèmes possibles de production, de distribution et de commercialisation pour déterminer s'il est rentable de transporter l'ammoniac et, dans ce cas, quelle méthode est préférable.

Références

- 1 ISMA, 1977. "World Maritime Anhydrous Ammonia Terminals", Paris, France.
- 2 ISMA, 1977. "Ammonia Statistics 1976", Paris, France.
- 3 ISMA, 1978. "List of Tankers Suitable for Anhydrous Ammonia Transportation", Paris, France.
- 4 "Soviet Ammonia", 1978. *Nitrogen*, 114:5-7.
- 5 "Representative Rail, Barge and Pipeline Rates—North America", 1977. *Green Markets*, 1(36):7.
- 6 Lee, J. J. and W. A. Inkofer, 1979 (in press). "Pipeline Shipment", in *Ammonia*, Part IV, A. V. Slack and G. R. James, eds., Marcel Dekker, Inc., New York, New York.

VIII. Sels d'ammonium, acide nitrique et nitrates

A. Introduction

Comme il a été dit plus haut, l'ammoniac est la source de plus de 95 % des engrais chimiques azotés actuellement produits dans le monde. On peut l'employer directement (voir chapitre X) ou le transformer en sels d'ammonium, en nitrates ou en urée. On ne dispose pas d'estimations exactes quant aux pourcentages de ces divers produits, à l'échelle mondiale. En Europe, on utilise surtout le nitrate d'ammonium, soit tel quel, soit mélangé au carbonate de calcium, soit sous forme d'engrais composés, y compris les nitrophosphates. En Asie, la forme la plus courante est l'urée, telle quelle ou dans des engrais composés. En Amérique du Nord, on se sert surtout d'ammoniac anhydre. Dans ces continents et dans les autres, certains pays peuvent avoir d'autres préférences.

Le but du présent chapitre est d'exposer la technique de production de sels d'ammonium devant servir d'engrais, sauf les phosphates d'ammonium qui sont étudiés dans le chapitre XIV, ainsi que la production d'acide nitrique et de nitrates, excepté le nitrate de potassium dont nous parlerons dans le chapitre XVIII.

B. Sulfate d'ammonium

Le sulfate d'ammonium a été la principale forme d'engrais azoté, mais il ne représente plus aujourd'hui qu'un assez faible pourcentage du total mondial des engrais azotés, à cause du développement plus rapide de l'utilisation de l'urée, du nitrate d'ammonium et de l'ammoniac anhydre. Le tonnage n'a pas diminué en valeur absolue, il est resté assez constant au cours de ces dernières années : environ 6 millions de tonnes d'azote, non compris le sulfate d'ammonium qui se forme quand on utilise de l'acide sulfurique et de l'ammoniac dans la fabrication d'engrais composés [1]. Les principaux avantages du sulfate d'ammonium sont la faible hygroscopicité, de bonnes propriétés physiques quand il est bien fabriqué, la stabilité chimique et une bonne efficacité du point de vue de l'agronomie. C'est une bonne source de soufre et d'azote. Sa réaction dans le sol est fortement acidifiante (voir chapitre XXII), ce qui est un avantage dans les sols alcalins et pour certaines cultures comme celle du théier; dans d'autres cas, c'est un inconvénient. Le principal

inconvénient est la faible teneur en azote, 21 %, ce qui augmente le coût du conditionnement, du stockage et du transport, de sorte que le coût pour le cultivateur est en général plus élevé, pour une même quantité d'azote, que celui de l'urée ou du nitrate d'ammonium. Cependant, dans certains cas, il peut être la source la plus économique d'azote lorsque la distance du transport est faible, lorsqu'il est disponible à bon marché parce que c'est un sous-produit ou lorsqu'on peut utiliser sa teneur en soufre.

Le sulfate d'ammonium est un sous-produit de l'industrie sidérurgique (à partir du gaz de fours à coke) et de certains processus métallurgiques et chimiques, en particulier la production de caprolactame.

1. Propriétés du sulfate d'ammonium

Les principales propriétés du sulfate d'ammonium cristallisé sont reprises dans le tableau 1.

2. Méthodes de production

On emploie plusieurs méthodes pour fabriquer le sulfate d'ammonium, suivant les matières premières disponibles et les conditions locales.

Les principales sont :

1. Faire réagir l'ammoniac et l'acide sulfurique dans un saturateur-évaporateur, sous vide ou sous la pression atmosphérique, et récupérer les cristaux par centrifugation ou filtration.
2. Laver à l'acide sulfurique du gaz de ville ou du gaz de fours à coke dans des laveurs-saturateurs spéciaux et récupérer les cristaux par centrifugation ou filtration.
3. Faire réagir le carbonate d'ammonium avec de l'anhydrite ou du gypse provenant de sources naturelles ou sous-produit de fabrication, éliminer le carbonate de calcium par filtration, évaporer et faire cristalliser le sulfate d'ammonium dans la liqueur mère, puis centrifuger.
4. Évaporer des sous-produits liquides de divers processus, contenant du sulfate d'ammonium, et séparer le sel presque pur : a) par cristallisation et centrifugation ou b) par granulation

de la bouillie sur un lit mobile et recyclage dans une unité de séchage et de tamisage pour obtenir des granules de la granulométrie voulue.

5. Faire réagir directement l'ammoniac gazeux avec de l'acide sulfurique dans une tour à pulvérisation, ce qui donne un produit sec amorphe.
6. Obtenir simultanément du sulfate d'ammonium et d'autres sels d'ammonium au cours de la fabrication d'engrais granulés complexes contenant en outre des nitrates, des phosphates et des nitrophosphates.
7. Divers autres procédés sont utilisés ou ont été proposés, tels que la récupération du sulfate d'ammonium à partir du SO_2 des gaz de carneau ou dans les effluents gazeux d'une usine d'acide sulfurique (voir chapitre XII).

TABLEAU 1. PROPRIETES DU SULFATE D'AMMONIUM PUR

Couleur	Blanche	
Poids moléculaire	132,14	
Teneur en azote	21,2 %	
Densité à l'état solide, 20 / 4 °C	1,769	
Poids spécifique d'une solution saturée	1,2414 à 20 °C	1,2501 à 93 °C
Chaleur spécifique à l'état solide	0,345 à 91 °C	
Chaleur spécifique d'une solution saturée	0,67 à 20 °C	0,63 à 100 °C
Chaleur de cristallisation	11,6 cal/kg pour une solution à 42 %	
Chaleur de dilution	6,35 cal/kg pour passer de 42 à 1,8 %	
Point de fusion	512,2 °C	
Stabilité thermique	Se décompose au-dessus de 280 °C	
pH	5,0	
Densité apparente	962 kg/m ³	
Angle de talus naturel	28	
Besoins stœchiométriques, en tonnes par tonne de produit	NH ₃	0,2578
	H ₂ SO ₄	0,7422
Humidité relative critique	A 20 °C	81 %
	A 30 °C	81,1 %
Solubilité en g/100 g d'eau		
A 0 °C	76,6	
A 100 °C	103,8	

3. Techniques de cristallisation

Sauf dans les cas particuliers, tels que ceux décrits dans les alinéas 4, 5 et 6 ci-dessus, la cristallisation est d'une importance capitale dans la fabrication du sulfate d'ammonium et des autres sels. Le moment est donc venu de passer

brèvement en revue les caractéristiques fondamentales du processus et de la conception de l'équipement qui influencent la formation des cristaux et le fonctionnement de l'usine [2, 3, 4 et 5].

Deux phénomènes principaux sont à étudier : d'une part, la formation de noyaux dans une solution sursaturée, d'autre part la croissance de ces particules jusqu'à la taille requise. Pendant ces deux stades, le paramètre essentiel est le degré de sursaturation de la liqueur mère; si on le laisse s'élever appréciablement, il peut provoquer une nucléation incontrôlable. Cependant, la croissance ultérieure des cristaux, qui est en général directement proportionnelle au degré de sursaturation, est, dans la règle, plus facile à réguler que la nucléation.

Quand une solution est surrefroidie jusqu'au point qui précède immédiatement l'apparition de fins noyaux solides, elle est dite métastable. Après précipitation initiale, cette solution est dite instable et une addition constante de solution métastable provoquera la croissance de chaque noyau qui deviendra un cristal. Réguler la métastabilité est donc un élément essentiel de la conception et du fonctionnement des unités de cristallisation; parmi les paramètres critiques figurent la durée de séjour, l'agitation, les caractéristiques de la surface de l'appareil ainsi que le pH, la température et les impuretés, solubles ou non, que contient la solution. Pour un fonctionnement continu stable, il faut donc arriver à un équilibre, le nombre de cristaux développés enlevés étant égal au nombre de nouveaux noyaux formés. Dans ces conditions, on doit obtenir des cristaux d'une taille uniforme si l'alimentation est constante et la granulométrie des cristaux devient fonction du quotient taux de production/taux de nucléation.

Si le taux de production est maintenu constant, comme c'est le cas quand on travaille en continu, la taille moyenne des cristaux dépend donc beaucoup du taux de nucléation. Normalement, un gramme de noyaux peut représenter un milliard de particules; en continu, on doit donc pouvoir réguler le nombre de noyaux et de fines produits et classer le sulfate d'ammonium de façon à faciliter le lavage, le séchage et le stockage ultérieurs. C'est le cas dans les appareils modernes, qui sont de plus dotés de l'équipement nécessaire pour que le fonctionnement soit pratiquement automatique.

Après croissance et classement à la granulométrie voulue, les cristaux de sulfate d'ammonium sont extraits de l'unité par divers moyens, tels qu'un piège à sel, un jet d'air comprimé ou une vis d'Archimède, séparés de la liqueur mère par centrifugation, lavés à l'eau (et/ou à l'ammoniaque) et séchés dans un sécheur rotatif avant criblage et stockage. Dans certaines usines, l'obtention de

gros cristaux bien lavés et l'emploi de centrifugeuses à haut rendement suppriment la nécessité du séchage. Cependant, quand les cristaux sont petits, et particulièrement en présence d'impuretés, il peut être nécessaire de sécher, de refroidir et même d'ajouter un anti-massant. Si l'on désire de gros cristaux de granulométrie voisine, on peut procéder à un criblage et redissoudre les fines qu'on recycle.

D'autres méthodes de récupération et de traitement des cristaux utilisent un filtre-sécheur rotatif sous vide, avec alimentation par le haut, ainsi que la granulation de petits cristaux par compactage par rouleaux. Ces machines conviennent particulièrement pour les relativement faibles tonnages de sulfate produits dans certaines cokeries. Dans quelques cas, on emploie des malaxeurs ou des granulateurs à tambour pour obtenir du sulfate granulé à partir des déchets de production de caprolactame ou d'autres déchets contenant des quantités appréciables de sulfate d'ammonium.

4. Spécifications physiques et chimiques

Les spécifications du sulfate d'ammonium pour engrais fixent normalement une teneur minimale en azote, qui n'est d'ordinaire pas inférieure à 20,5 %. On demande aussi en général une limitation de l'acidité libre et de l'humidité libre, habituellement 0,02 % et 0,2 % respectivement. Parfois, des maximums sont fixés pour certaines impuretés organiques ou inorganiques.

Les spécifications concernant la granulométrie dépendent des besoins du client et de la nature de l'application. Pour application directe ou mélange en vrac, on préfère de gros cristaux, principalement entre 1 et 3 mm, bien que, dans certains pays, des cristaux un peu plus petits, par exemple 90 % de refus à un tamis de maille de 0,8 mm, puissent être acceptables pour l'application directe. Obtenir des cristaux de cette taille exige en général une grande habileté dans la conception et dans l'exploitation; certaines usines utilisent des additifs pour favoriser la croissance des cristaux et modifier leur forme [6]. Pour la fabrication d'engrais composés, les petits cristaux sont acceptables. La tendance actuelle va vers la production de petits cristaux, surtout 0,2 à 0,8 mm, qui sont vendus à des producteurs d'engrais composés granulés ou sont compactés par rouleaux en vue d'application directe ou de mélange en vrac. La méthode de compactage est exposée dans le chapitre XVIII.

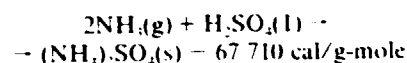
5. Détails sur la production

Méthode par réaction-évaporation combinées

D'importants tonnages de sulfate d'ammonium sont fabriqués à partir d'ammoniac anhydre

et d'acide sulfurique concentré dans des saturateurs-cristallisoirs fonctionnant en continu, soit sous vide, soit sous la pression atmosphérique. Dans le premier cas, on élimine la chaleur de réaction par évaporation de l'eau présente dans l'acide sulfurique ou ajoutée pour cela au système. Pour les saturateurs travaillant sous pression atmosphérique, on peut recourir à la même technique ou faire barboter de grandes quantités d'air dans la bouillie.

La réaction entre l'ammoniac gazeux anhydre et l'acide sulfurique est :

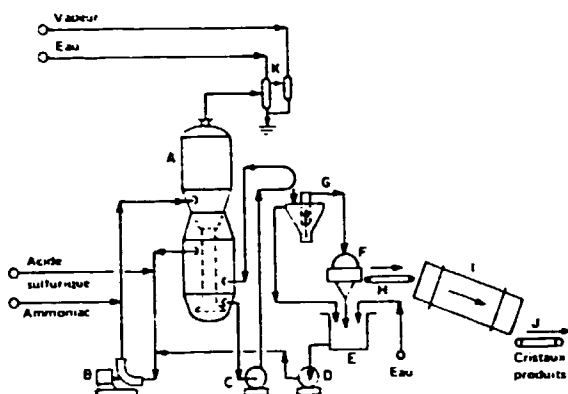


En pratique, la chaleur dégagée par cette réaction exothermique est d'environ 2 350 kcal/kg d'azote.

Les unités fonctionnant sous vide sont conçues conformément aux principes fondamentaux de la cristallisation exposés plus haut; elles se composent d'ordinaire d'une cuve à suspension surmontée d'une chambre de détente. L'ammoniac et l'acide sulfurique sont introduits par une conduite de recyclage de la bouillie; leur réaction surchauffe la bouillie recyclée qui est ensuite envoyée dans la chambre de détente sous pression réduite, en général entre 55 et 58 cm de mercure. La perte d'eau dans cette zone entraîne la sursaturation de la bouillie qui est recirculée, par une conduite interne, vers le récipient inférieur où elle entre en contact avec de petits cristaux et des noyaux, ce qui provoque un nouvel accroissement de la taille des cristaux, non une augmentation de leur nombre. La bouillie est recyclée par un siphon thermique et/ou par une pompe extérieure, et, lorsqu'elle entre en contact avec les réactifs nouvellement ajoutés, la chaleur de la réaction exothermique détruit les noyaux et les fines indésirables. Une bonne conception du récipient inférieur et des moyens d'enlèvement de la bouillie permet un classement poussé; avec des instruments de mesure appropriés, on arrive à de longues périodes de fonctionnement uniforme.

Les cristallisoirs de ce type sont connus sous le nom d'unités "Krystal" ou "Oslo"; ils ont été mis au point en Norvège par Isaacsen et Jeremiassen [7]. La figure 1 est un schéma de la circulation forcée adoptée dans ce type d'appareils. Pendant le fonctionnement, il est important de maintenir le pH entre des limites assez étroites, par exemple 3,0 à 3,5, car une valeur inférieure conduit à des cristaux minces indésirables. Une acidité excessive favorise aussi une trop forte croissance des cristaux, surtout dans les conduites et oblige à les redissoudre fréquemment par un jet de vapeur. En revanche, une acidité insuffisante non seulement fournit des cristaux de qualité inférieure difficiles à laver et à stocker, mais peut provoquer aussi des pertes d'ammoniac. Pour ces

Figure 1. Unité de production de sulfate d'ammonium du type "Krystal"



Légende

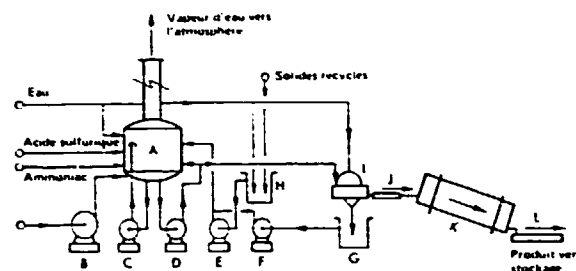
- A Evaporateur-cristalliseur sous vide du type "Krystal"
 B Pompe pour circulation forcée
 C Pompe pour recirculation de la bouillie
 D Pompe pour recyclage de la liqueur mère
 E Réservoir à liqueur mère
 F Centrifugeuse, continue ou non
 G Concentrateur de bouillie
 H Convoyeur sècheur
 I Sécheur rotatif
 J Convoyeur de produit sec
 K Unité de condensation et d'éjection sous vide

raisons, certains producteurs maintiennent une acidité libre de 1,0 à 1,5 g d'acide sulfurique par litre de solution.

Un autre type, très employé, de cristalliseur sous pression réduite est le tube à chicanes où une recirculation énergique de la bouillie vers le haut est obtenue au moyen d'un ventilateur placé dans le tube [8]. Les cristaux en voie de croissance sont amenés à la surface de la bouillie en cours de détente, où la sursaturation provoque une croissance maximale des cristaux, et le nombre de noyaux présents suffit à réduire la formation de dépôts sur les parois.

Les unités travaillant sous pression atmosphérique sont de plusieurs types; certains producteurs les préfèrent aux cristalliseurs sous vide, en particulier pour des productions petites et moyennes, à cause de leur simplicité et de leur coût de premier établissement quelque peu inférieur. L'ammoniac peut être ajouté par l'intermédiaire d'un tube d'aspersion ou d'un mélangeur à jet. Dans un procédé breveté, on emploie une simple colonne d'absorption avec quelques grandes cloches de barbotage à fentes. Dans un autre procédé, la réaction et la cristallisation se font dans le même récipient; la chaleur de réaction est éliminée par évaporation d'eau, complétée souvent par insufflation d'air, comme le montre la figure 2. Il arrive aussi que la neutralisation et la cristallisation se fassent dans des récipients distincts pour faciliter le fonctionnement et permettre une régulation plus précise. On

Figure 2. Procédé de fabrication du sulfate d'ammonium sous pression atmosphérique



Légende

- A Evaporateur-cristalliseur
 B Soufflante
 C Pompe pour recirculation du liquide
 D Pompe pour recirculation de la bouillie
 E Pompe d'appoint
 F Pompe pour la liqueur mère
 G Réservoir de liqueur mère
 H Réservoir de collecte
 I Centrifugeuse, continue ou non
 J Convoyeur-sècheur
 K Sécheur rotatif
 L Convoyeur pour le produit

obtient d'ordinaire un équilibre optimal entre l'énergie de l'air de refroidissement et le rendement en cristaux quand la température de cristallisation est maintenue entre 63 et 66 °C.

Les cristaux sont extraits de la bouillie, le plus souvent par recyclage au moyen d'une centrifugeuse continue ou discontinue automatique; le produit est criblé, centrifugé à nouveau avant d'être envoyé au sècheur. Dans certaines usines, on emploie, au lieu de centrifugeuse, des filtres alimentés par le haut fonctionnant en continu. Comme nous l'avons déjà dit, pour de faibles productions, ces filtres sont quelquefois préférables, car une seule machine suffit pour séparer, laver et sécher le produit.

Comme on le sait, les solutions de sulfate d'ammonium sont très corrosives et les parties mouillées de l'équipement sont d'ordinaire en acier inoxydable ou en acier doux revêtu de caoutchouc. Dans certaines usines anciennes, les récipients étaient en bois et en acier doux; on réduisait la corrosion en régulant avec soin le pH. Les additifs destinés à améliorer la forme et la taille des cristaux contiennent de petites quantités de sels de métaux trivalents. Dans certains cas, on ajoute aussi des inhibiteurs de corrosion, tels que des traces d'acide phosphorique ou de composés de l'arsenic.

Méthodes pour les usines à gaz

Avant que l'ammoniac synthétique n'apparaisse sur le marché, au cours des premières années 20, l'ammoniac provenait presque exclusivement d'usines de carbonisation de combustibles solides. Les charbons gras utilisés pour la production de gaz et de coke contiennent en général environ 1 à 2 % d'azote, dont on peut récupérer 15 à 20 % sous forme d'ammoniac, soit 2,5 à 3,0 kg d'ammoniac/

tonne de charbon. On croit que la plus grande partie se forme vers 1 000 °C, après cokéfaction. Cet ammoniac de récupération provient donc surtout d'unités de carbonisation à haute température, par exemple des cokeries fournissant du coke métallurgique: la quantité de sulfate d'ammonium produite peut être d'environ 20 kg par tonne d'acier.

On élimine l'ammoniac du gaz pour deux raisons principales: d'une part éviter la corrosion et l'obturation dans les conduites et les raccords, d'autre part obtenir un sous-produit utile donnant un bénéfice raisonnable. Cependant, ces dernières années, il y a eu de très grandes fluctuations des cours mondiaux du sulfate d'ammonium et, parfois, le sous-produit des usines à gaz a été vendu à des prix ne dépassant guère le coût de l'acide sulfurique nécessaire comme matière première. Pour cette raison, certaines usines sont passées à la production de phosphate d'ammonium, plus rentable. Parmi les autres sous-produits récupérés lors du lavage du gaz, parce que c'est nécessaire ou pour obtenir un rendement financier plus élevé, on peut citer le sulfocyanate d'ammonium, les ferrocyanures, les hydrocarbures pyridiniques et le goudron.

Il existe trois procédés principaux pour récupérer l'ammoniac et/ou un sel d'ammonium, qu'on appelle respectivement les méthodes directe, indirecte et semi-directe. Dans la première, tout le courant gazeux est d'abord refroidi pour éliminer autant de goudron que possible, puis il traverse un saturateur à barboteur (ou, dans les usines les plus récentes, un laveur à aspersion), où il est lavé à l'acide sulfurique. La bouillie de sulfate d'ammonium obtenue est enlevée, centrifugée, lavée, séchée et envoyée au stockage. Les avantages sont un taux élevé de récupération, des coûts de premier établissement et de fonctionnement relativement minimes, une faible consommation de vapeur et un faible volume d'effluent liquide. Néanmoins, dans bien des cas, le produit est inévitablement contaminé par du goudron et des hydrocarbures pyridiniques et peut être inacceptable, à moins, peut-être, qu'on ne le fasse recristalliser avant la vente. De plus, les chlorures présents dans le combustible ou dans l'eau peuvent réagir pour former du chlorure d'ammonium et créer des problèmes supplémentaires de corrosion, sauf si l'on emploie des revêtements de caoutchouc ou de matière plastique. Enfin, sauf lorsqu'on a recours à un cristalliseur séparé, la souplesse est très restreinte quant à la taille, à la forme et à la pureté du produit, parce qu'il devient difficile de maintenir un bon équilibre entre l'acidité libre nécessaire pour éviter les impuretés et le pH optimal nécessaire pour assurer une bonne croissance des cristaux.

Les difficultés rencontrées dans l'application de la méthode directe ont conduit à mettre au point la méthode indirecte, où les gaz sont

d'abord refroidis par contact avec la solution de lavage recirculée et, dans certains cas, lavés ensuite à l'eau. Les solutions sont envoyées dans le haut d'une unité à ammoniac à cloche de barbotage, où, au contact de la vapeur, l'ammoniac se dégage du carbonate, du sulfure et des autres sels d'ammonium faciles à dissocier. Le liquide passe ensuite dans un tube à chaux où l'eau de chaux décompose les sels "fixes" d'ammonium tels que le chlorure. La vapeur injectée à la base de la colonne élimine pratiquement tout l'ammoniac produit, qui est récupéré sous forme d'une solution d'ammoniac brut ou est envoyé dans un laveur à l'acide sulfurique pour obtenir du sulfate d'ammonium. Cette méthode fournit un sel à peu près exempt d'impuretés, elle est très souple et permet de fabriquer de l'ammoniaque et des dérivés, mais les coûts d'exploitation sont élevés et l'évacuation des effluents peut poser des problèmes. En outre, il peut y avoir des pertes appréciables d'ammoniac dues à une réaction et une absorption incomplètes.

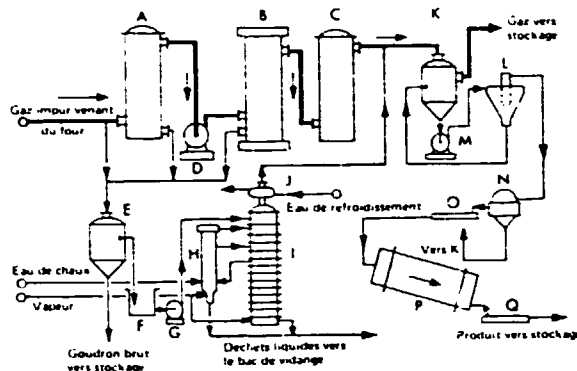
Le procédé semi-direct est un compromis: le gaz est d'abord refroidi et lavé pour provoquer le dépôt du goudron et d'un condensat aqueux [9], qui est envoyé dans une assez petite unité à ammoniac; le NH_3 dégagé est ajouté au courant principal qui est réchauffé à environ 70 °C et lavé avec une solution presque saturée de sulfate d'ammonium, contenant 5 à 6 % d'acide sulfurique, à une température d'environ 50 à 70 °C, dans des unités du type absorbeur à aspersion ou du type plus ancien de saturateur à tube d'injection ou à couronne à barbotage. Ce procédé est devenu le plus employé pour les grandes installations parce qu'il permet une meilleure récupération de l'ammoniac que par la méthode directe et fournit un sel en grande partie exempt de goudron, de pyridine et d'autres impuretés. La figure 3 est un diagramme schématisé d'écoulement d'une unité de lavage de gaz et de production de sulfate d'ammonium par la méthode semi-directe et fournit un exemple de saturateur pour sulfate d'ammonium.

Diverses variantes et modifications de ces systèmes sont répandues dans le monde entier; elles ont été surtout mises au point par les organisations Koppers, Otto et Wilputte [10].

Procédé au carbonate d'ammonium-gypse

Cette méthode, appelée aussi procédé de Merseburg, a été mise au point en Allemagne et est utilisée depuis longtemps en Autriche, en Inde, au Pakistan et au Royaume-Uni [11-12]. Son principe est de combiner l'ammoniac et le dioxyde de carbone pour obtenir du carbonate d'ammonium qui réagit ensuite avec du gypse ou de l'anhydrite (d'origine naturelle ou sous-pro-

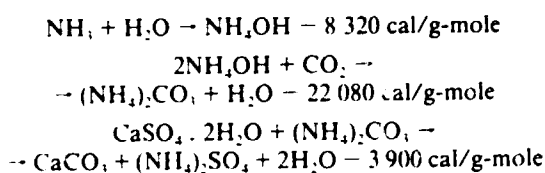
Figure 3. Procédé semi-direct pour la fabrication de sulfate d'ammonium à partir de gaz de fours à coke



Legende

- | | |
|--|---|
| A Refroidisseur primaire | J Déphlegmateur |
| B Précipitateur électrostatique de goudron | K Saturateur-cristallisateur de sulfate |
| C Réchauffeur de gaz | L Concentrateur de bouillie |
| D Soufflante principale | M Pompe d'alimentation en bouillie |
| E Séparateur de goudron | N Centrifugeuse en continu ou non |
| F Stockage de la solution brute d'ammoniac | O Convoyeur-secheur |
| G Pompe d'alimentation de l'unité à ammoniac | P Secheur rotatif |
| H Tube à chaux | O Convoyeur de produit |
| I Unité à ammoniac | |

duit), ce qui donne du sulfate d'ammonium et du carbonate de calcium :



Dans certaines circonstances, ce procédé a plusieurs avantages : par exemple, les pays n'ayant pas de ressources en soufre, mais disposant de gypse ou d'anhydrite, peuvent fabriquer du sulfate d'ammonium sans acheter de soufre à l'étranger [13]. De plus, le carbonate de calcium obtenu comme sous-produit peut servir à la fabrication du ciment ou avoir d'autres emplois tels que chaux pour l'agriculture ou fabrication de nitrate de calcium et d'ammonium. Un inconvénient est la grande quantité d'énergie (vapeur) nécessaire pour récupérer le sulfate d'ammonium, qui est en solution assez diluée.

Dans une usine indienne (Sindri), on absorbe le gaz ammoniac dans l'eau et on y dissout du dioxyde de carbone, sous une pression relative d'environ 2,1 kg/cm², dans deux tours en aluminium en série; l'avantage de la pression est qu'elle permet une température de l'eau de refroidissement plus élevée que si on travaillait sous pression atmosphérique. Le dioxyde de carbone est envoyé à la base de la tour primaire, qui est garnie d'anneaux de grès de 5 cm mouillés d'une

solution d'hydroxyde d'ammonium et de carbonate d'ammonium recyclé. L'absorption finale se fait dans la tour secondaire. La chaleur de réaction est enlevée en recirculant le liquide dans des échangeurs de chaleur refroidis à l'eau en circuit fermé pour chaque tour. La concentration préférée pour la solution correspond à environ 170 g d'ammoniac et 225 g de dioxyde de carbone par litre. Les parties mouillées des pompes sont en acier inoxydable et les conduites en aluminium.

Dans une usine indienne plus récente (Fertilizers and Chemicals Ltd. Travancore), on emploie des absorbeurs à jet pour fabriquer la solution d'ammoniac et celle de carbonate d'ammonium, en conjonction avec une tour de carbonatation. Le refroidissement est obtenu en recyclant la solution à travers des échangeurs de chaleur refroidis par l'eau; la chaleur de réaction vaporise l'ammoniac anhydre liquide utilisé dans le procédé. Une fois la concentration désirée obtenue, la solution est stockée avant qu'on la fasse réagir. La relation entre la concentration initiale, le degré d'humidité du gypse et la concentration de la solution de sulfate d'ammonium obtenue a été fournie par George et Gopinath [14].

Quand on se sert de gypse ou d'anhydrite naturels, on commence par les broyer finement. Dans un cas, la granulométrie finale préférée a été d'environ 90 % de passage au tamis à mailles de 0,12 mm, bien que, dans certaines circonstances, il semble qu'une taille supérieure soit admissible. Dans le cas du gypse sous-produit de la fabrication de l'acide phosphorique, il peut être préférable d'enlever les impuretés en cassant le gâteau de filtre par agitation dans un récipient (ou en recourant aux cyclones à liquide) avant de laver et de déshydrater au maximum sur un filtre à disque rotatif ou à tambour rotatif; ensuite, on fait réagir le gypse sur le carbonate d'ammonium. Quelques méthodes de purification du gypse sous-produit seront exposées dans le chapitre XIII.

La réaction peut se faire dans une série de récipients en bois ou en acier doux munis de serpentins à vapeur et d'agitateurs; sa rapidité est d'ordinaire réglée de façon à donner un temps total de séjour de 4 à 6 heures. La bouillie produite est filtrée, le gâteau de carbonate de calcium est lavé et déshydraté soit par des machines continues à vide du type à courroie transporteuse, soit par deux filtres à tambours rotatifs en série avec remise en bouillie intermédiaire (dans certaines usines anciennes on avait adopté des filtres-presses à cadres et à plateaux). Quelquefois, pour assurer une pureté maximale du produit, on procède à une clarification finale par filtration sous pression ou par décantation, suivie d'une neutralisation à l'acide sulfurique et d'un chauffage vers 110 °C pour éliminer l'excès d'ammoniac avant concentration et cristallisation.

La solution envoyée à l'évaporateur contient d'ordinaire environ 500 à 520 g de sulfate d'ammonium et moins de 0,1 g d'ammoniac par litre.

L'évaporation se fait dans des évaporateurs-cristallisoirs à multiple effet, fonctionnant en continu. On peut augmenter la production, si on le désire, en ajoutant de l'ammoniac et de l'acide sulfurique dans la conduite de recirculation du cristallisoir. Les cristaux de la granulométrie voulue sont séparés et lavés dans une centrifugeuse, séchés dans un sécheur rotatif à 120 à 130 °C et stockés.

On peut aussi recourir à un sécheur-refroidisseur vertical à plateaux, ce qui, dit-on, réduit les ruptures de cristaux et la formation de poussière. On trouvera dans la figure 4 un diagramme d'une installation appliquant ce procédé.

Récupération dans une solution de sous-produit

Dans beaucoup de pays, on a installé des unités de production de sulfate d'ammonium à partir des déchets de fabrication du caprolactame, de l'acrylonitrile et de certains autres processus.

Dans ce cas, la solution de déchets doit normalement contenir au moins 35 % de sulfate d'ammonium, sinon la récupération peut ne pas être justifiée, sauf si c'est pour éviter la pollution des cours d'eau. Comme la récupération est souvent non rentable, on a mis au point récemment des procédés de fabrication de caprolactame qui ne donnent pas de sulfate d'ammonium comme sous-produit, ou en donnent moins [15].

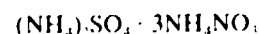
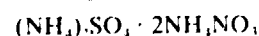
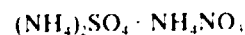
On peut quelquefois fabriquer du sulfate d'ammonium à partir d'acide sulfurique épuisé provenant de raffineries de pétrole, d'usines pétrochimiques et de savonneries, si les impuretés ne posent pas de problèmes insolubles (corrosion ou production de mousse) et ne rendent pas le produit inacceptable. Si l'acide est trop contaminé, il peut être préférable de brûler les impuretés dans un four spécialement conçu et d'ajouter de l'acide frais pour la réaction avec l'ammoniac. On peut aussi traiter l'acide contaminé par l'ammoniac et granuler la bouillie dans un tambour ou un malaxeur analogues à ceux utilisés dans la fabrication des engrais granulés.

Réaction avec l'ammoniac dans une tour à pulvérisation

Depuis de nombreuses années, on fabrique au Japon des tonnages appréciables de sulfate d'ammonium dans des tours à pulvérisation, à partir d'ammoniac anhydre et d'acide sulfurique, obtenu par le procédé des chambres de plomb ou par le procédé par contact. L'acide est pulvérisé dans la vapeur d'ammoniac à l'intérieur de la tour et la chaleur de réaction fournit un produit sec, amorphe, d'une granulométrie en général inférieure à 0,048 mm, qu'on enlève continuellement à la base de la tour au moyen d'une vis d'Archimède. Cette forme de sulfate d'ammonium convient particulièrement pour la fabrication d'engrais composés granulés.

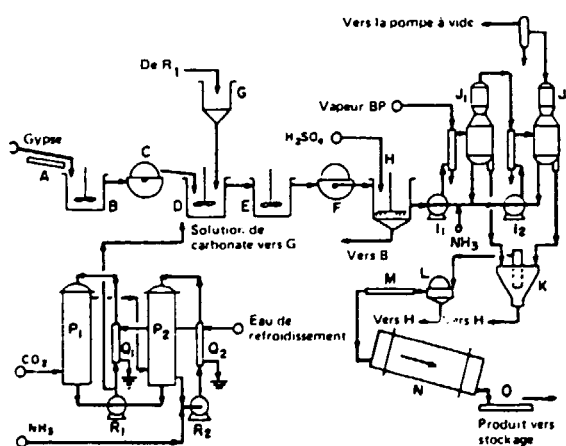
Production de sels doubles et de sels mixtes

En traitant l'ammoniac des mélanges d'acide sulfurique et d'acide nitrique ou en combinant leurs sels d'ammonium de façon spéciale, il est possible d'obtenir des composés contenant à la fois de l'azote ammoniacal et de l'azote nitrique, sous forme de véritables sels doubles, dont trois ont été identifiés :



Un procédé allemand fournit un sulfonitrate d'ammonium correspondant à peu près à $(\text{NH}_4)_3\text{SO}_4 \cdot \text{NH}_4\text{NO}_3$ et contenant 62 % de sulfate d'ammonium et 32 % de nitrate. La teneur totale en azote est de 26 %, dont environ les trois quarts

Figure 4. Procédé au gypse pour la production de sulfate d'ammonium



Legende

- A Transporteur de gypse
- B Réservoir de lavage du gypse
- C Filtre pour deshydrateur de gypse
- D Réacteur primaire
- E Réacteur secondaire
- F Filtre pour carbonate de calcium
- G Réservoir à carbonate d'ammonium
- H Clarificateur de la solution de sulfate
- I, I, Pompes d'alimentation de l'évaporateur
- J, J, Evaporateurs-cristallisoirs sous vide
- K Concentrateur de bouillie
- L Centrifugeuse continue ou non
- M Convoyeur sécheur
- N Sécheur rotatif
- O Convoyeur de produit
- P, P, Tours à carbonate d'ammonium
- Q, Q, Echangeurs de chaleur, refroidisseurs
- R, R, Pompes de recirculation de la solution de carbonate

sous forme ammoniacale et un quart sous forme nitrique. On obtient ce produit en traitant par l'ammoniac le mélange voulu des acides sulfurique et nitrique, puis on évapore jusqu'à une teneur en humidité de 3 %, en ajoutant à peu près 1 % de sulfate ferreux (pour réduire l'agglomération ultérieure), on refroidit à 100 °C, on réfrigère et on procède à l'écaillage. Après pulvérisation d'une solution diluée d'ammoniac, le sel double est granulé (quelquefois avec addition de sulfate d'ammonium), séché, refroidi et ensaché.

Dans un procédé plus simple, aussi d'origine allemande, une solution de nitrate d'ammonium est évaporée sous vide jusqu'à une concentration de 95 %, refroidie jusqu'à environ 130 °C, puis elle réagit avec du sulfate d'ammonium solide dans un malaxeur granulateur ayant un rapport de recyclage de 2/1 à 3/1 du produit, jusqu'à ce que le pH atteigne 4,0; ensuite, le produit est séché, refroidi et ensaché. On a récemment mis au point des procédés de prillage.

La TVA produit depuis plusieurs années un sulfonitrate d'ammonium, contenant 30 % d'azote, surtout destiné aux régions déficientes en soufre. Le procédé consiste en un traitement par l'ammoniac d'un mélange d'acides nitrique et sulfurique, suivi par une granulation en tambour de la bouillie obtenue. Le produit est surtout formé du sel double $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4 \cdot 3\text{NH}_4\text{NO}_3$. Le sulfonitrate d'ammonium de qualité courante (26 % N) contient 5 % d'azote de plus que le sulfate d'ammonium. Il se conserve mieux que le nitrate d'ammonium seul ou mélangé à du sulfate d'ammonium solide, puisqu'il n'y a pas de nitrate d'ammonium libre. Cependant, la fabrication à grande échelle de l'urée ainsi que, ces dernières années, d'engrais binaires et ternaires à dosage élevé a diminué, dans la plupart des pays, l'importance du sulfonitrate d'ammonium.

Le traitement par l'ammoniac de mélange d'acides sulfurique et phosphorique permet d'obtenir divers sels mixtes et sels doubles. L'un des plus courants est l'"ammo-phos", contenant 16 % N et 20 % P_2O_5 . Après réaction, la bouillie formée est granulée dans un malaxeur ou un tambour, puis séchée et criblée (et parfois refroidie) pour donner un produit soluble dans l'eau contenant, en poids, environ deux tiers de sulfate d'ammonium et un tiers de phosphate, qui se conserve bien dans les conditions normales (voir chapitre XIV).

La TVA a produit des mélanges granulés d'urée et de sulfate d'ammonium, destinés aux régions déficientes en soufre. Le procédé est analogue à la granulation en tambour de l'urée (chapitre IX). L'un de ces produits contient 40 % d'azote et 4 % de soufre [16].

Procédés divers

On a proposé ou mis au point de nombreux procédés pour récupérer le soufre des gaz de carneau, fondés sur l'injection dans ces gaz d'ammoniac ou sur un lavage à l'ammoniac. On obtient ainsi du sulfite, du bisulfite ou du sulfate d'ammonium, ou des mélanges de ces composés. Le sulfate d'ammonium peut être le produit final de la fabrication; une certaine utilisation commerciale a été signalée au Japon. Cependant, la demande de sulfate d'ammonium est faible par rapport aux quantités que pourraient fournir les gaz de carneau; pour cette raison, dans la plupart des procédés, on élimine le soufre sous forme de sulfate ou de sulfite de calcium et on recycle l'ammoniac.

6. Stockage et manutention

Plusieurs facteurs contribuent au bon stockage du sulfate d'ammonium et des autres engrais. Le produit doit avoir une granulométrie uniforme et contenir un faible pourcentage de fines; il doit être sec (de préférence, moins de 0,1 % d'humidité libre); aucune acidité libre ne doit être présente à la surface des cristaux; le produit doit être refroidi après séchage, par de l'air sec, dans des conditions régulières, si la température et l'humidité ambiante sont assez élevées pour provoquer une condensation d'humidité après refroidissement soit en vrac dans un silo, soit en sacs scellés.

C. Chlorure d'ammonium

1. Généralités

Le chlorure d'ammonium pur contient 26 % N, la qualité pour engrais 25 %. La capacité de production mondiale était, en 1978, de 365 000 tonnes de N par an, dont les deux tiers au Japon [17] et la plus grande partie du reste en Inde. Une proportion importante de la production japonaise est exportée; pendant la période 1974-1978, les exportations ont varié de 400 à 600 000 tonnes par an, dont les trois quarts vers la Chine et le reste vers onze pays, pour la plupart en Extrême-Orient. La consommation japonaise a été en 1977 de 170 000 tonnes; il est probable que ce chiffre ne tient pas compte de l'emploi pour la fabrication d'engrais composés [18]. Le chlorure d'ammonium entre dans la composition de divers engrais [19], par exemple :

- 18-22-0 (phosphate et chlorure d'ammonium)
- 16-0-20 (chlorure d'ammonium et de potassium)
- 14-14-14
- 12-18-14

Dans d'autres engrais composés, le chlorure d'ammonium est mélangé à du sulfate ou à de l'urée.

Pour l'application directe, on préfère les gros cristaux ou les granules; pour les engrais composés, les cristaux fins.

Le chlorure d'ammonium a l'avantage d'une concentration plus élevée que le sulfate et (au Japon) d'un coût par unité d'azote un peu inférieur. Du point de vue agronomique, il a certains avantages pour le riz [20]; la nitrification étant moins rapide qu'avec le sulfate ou l'urée, les pertes d'azote sont moindres et les rendements plus élevés.

Bien que le chlorure d'ammonium soit surtout connu comme engrais pour le riz, on l'a essayé et utilisé avec succès pour d'autres récoltes, telles que le blé, l'orge, le maïs, la canne à sucre, les plantes à fibres textiles, le sorgho, etc., dans différentes conditions climatiques. Une particularité intéressante est son emploi pour les palmiers. L'importance du chlore comme élément nutritif indispensable pour les cocotiers et les palmiers à huile a été signalée pour la première fois en 1971 par von Uexkull *et al.*, qui ont remarqué une relation étroite entre la teneur en chlore et la quantité de copra obtenue. En 1975, des études de Menoza ont montré l'existence d'une relation linéaire entre la quantité de chlore et le rendement en copra par arbre; le rendement maximal était supérieur de près de 70% à celui fourni par les arbres ne recevant pas de chlore [17].

La teneur en chlore du chlorure d'ammonium, 66%, est très élevée; on peut donc le considérer comme un engrais tout à fait adéquat pour les cocotiers lorsque le sol contient assez de potassium, mais manque d'azote et de chlore. Lorsqu'il y a en outre une déficience en potassium, il pourrait être préférable d'appliquer un mélange de chlorures d'ammonium et de potassium.

Le chlorure d'ammonium est aussi acidifiant, par unité d'azote, que le sulfate, ce qui peut être un inconvénient; de plus, sa teneur en azote est plus faible que celle du nitrate ou de l'urée et sa teneur en chlore peut être nuisible pour certaines récoltes ou certains sols.

Néanmoins, les engrais au chlorure d'ammonium pourraient devenir un débouché utile pour les excédents de chlore ou d'acide chlorhydrique qui existent de temps à autres dans divers pays, pourvu qu'on observe les précautions ci-dessus. Une autre caractéristique utile du chlorure d'ammonium est qu'on peut, en toute sécurité, l'appliquer au riz en présence de certains champignons qui réduiraient le sulfate d'ammonium en sulfures toxiques. Le chlorure d'ammonium est utilisé par l'industrie du monde entier, mais en tonnages

relativement faibles; les principaux débouchés sont la fabrication de piles sèches et l'emploi comme flux décapant pour le soudage et le brasage.

2. Propriétés du chlorure d'ammonium

Les propriétés figurent dans le tableau 2.

TABLEAU 2. PROPRIETES DU CHLORURE D'AMMONIUM PUR

Couleur	Blanche
Poids moléculaire	53,50
Densité, à 20°/4 °C	1,526
Teneur en azote	26%
Solubilité, en g/100 g d'eau, aux températures suivantes :	
0	29,4
20	37,2
40	45,8
60	55,3
80	65,6
100	77,3
114,6 (point d'ébullition)	87,3
Influence de la chaleur	
Le chlorure d'ammonium commence à se décomposer à 350 °C et se sublime à 520 °C	
Humidités relatives et critiques	
A 20 °C	79,2
A 30 °C	77,5

3. Méthodes de production

Il en existe plusieurs, qui sont, dans l'ordre d'importance :

1. Procédé aux deux sels, fournissant simultanément le chlorure d'ammonium et le carbonate de sodium.
2. Neutralisation directe de l'ammoniac par l'acide chlorhydrique.
3. Procédés divers.

Procédés aux deux sels

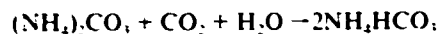
La plus grande partie du chlorure d'ammonium utilisé en Inde, en Chine et au Japon comme engrais est fabriquée par le procédé aux deux sels (ou dans des usines Solvay modifiées en conséquence), qui est exposé dans la monographie 4 de la série "Industrie des engrais" des Nations Unies [19]. Dans cette méthode, on sépare le chlorure d'ammonium en ajoutant du chlorure de sodium solide lavé, au lieu de décomposer par de l'eau de chaux pour récupérer l'ammoniac, comme dans le procédé Solvay de fabrication de soude à l'ammoniac.

Dans les usines Solvay classiques, une solution ammoniacquée de chlorure de sodium à environ 30% est traitée par le dioxyde de carbone

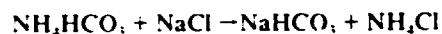
dans de grandes tours d'absorption pour donner du carbonate d'ammonium :



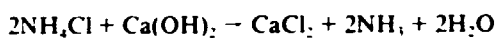
L'addition de dioxyde de carbone supplémentaire fournit du bicarbonate d'ammonium :



L'addition de chlorure de sodium donne du bicarbonate de sodium et du chlorure d'ammonium :



On sépare le bicarbonate de sodium par centrifugation ou par filtration et on le calcine pour obtenir du carbonate de sodium et du CO_2 , qui est recyclé. Dans le procédé Solvay, la réaction est incomplète, l'équilibre étant atteint pour environ 75 %; la liqueur mère est traitée par de l'eau de chaux pour récupérer l'ammoniac qu'on réutilise dans le processus :



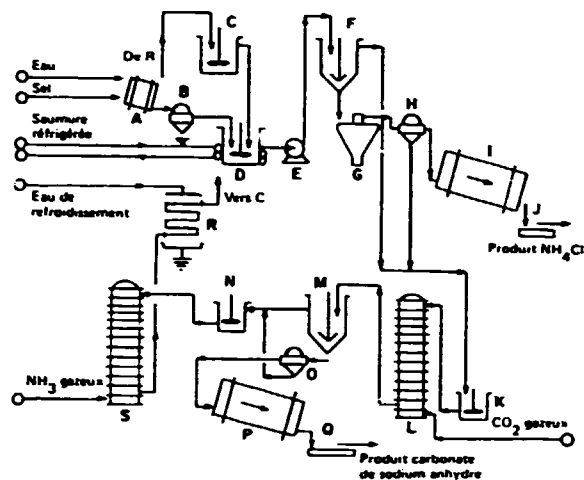
Il est parfois possible de vendre la solution de chlorure de calcium, mais on peut avoir à la rejeter, faute de débouché.

Dans le procédé aux deux sels (ou dans le procédé Solvay modifié), la liqueur mère qui reste après séparation du bicarbonate de sodium est traitée par l'ammoniac et refroidie au-dessous de 15 °C; on ajoute ensuite du chlorure de sodium solide lavé, ce qui provoque la précipitation du chlorure d'ammonium qui est centrifugé, lavé et séché. Les cristaux fins peuvent être granulés par compactage par rouleaux ou servir à la fabrication d'engrais composés. Plus récemment, au Japon, on a mis au point une méthode de production de gros cristaux de chlorure d'ammonium, d'une taille de 2 à 3 mm, ayant la forme d'un grain de riz : on refroidit la solution de chlorure d'ammonium, on provoque la formation de noyaux et on fait cristalliser, dans des conditions strictement régulées, dans des récipients séparés d'une conception spéciale.

La boue provenant du dernier cristalliseur est centrifugée, lavée et séchée à 105 °C dans un sécheur rotatif, de façon à obtenir une teneur en humidité libre d'environ 0,25 %. Après enlèvement du chlorure d'ammonium, on traite à nouveau le liquide par l'ammoniac et on le renvoie dans la tour de traitement par CO_2 pour fournir une nouvelle quantité de bicarbonate et commencer un nouveau cycle de fonctionnement. La figure 5 est un diagramme d'acheminement de ce procédé.

Le chlorure d'ammonium ainsi produit aurait de bonnes propriétés physiques, en particulier lorsqu'il est sous forme de granules ou de gros cristaux. Le tableau 3 en donne la composition moyenne.

Figure 5. Procédé aux deux sels pour la production de chlorure d'ammonium



Légende

- A Eau salée
- B Centrifugeuse à sel
- C Réservoir à saumure ammoniacée
- D Réacteur à sel
- E Pompe à bouillie
- F Réservoir à bouillie de chlorure d'ammonium
- G Concentrateur de chlorure d'ammonium
- H Centrifugeuse de chlorure d'ammonium
- I Sécheur de chlorure d'ammonium
- J Convoyeur de chlorure d'ammonium
- K Réservoir à liqueur mère
- L Tour de traitement par CO_2
- M Réservoir à bouillie de bicarbonate
- N Réservoir à liqueur mère de bicarbonate
- O Centrifugeuse à bicarbonate
- P Four à calciner le carbonate de sodium anhydre
- Q Convoyeur de carbonate de sodium anhydre
- R Refroidisseur de saumure ammoniacée
- S Tour de traitement par l'ammoniac

TABLEAU 3. COMPOSITION MOYENNE DU CHLORURE D'AMMONIUM OBTENU PAR LE PROCÉDE AUX DEUX SELS

	Pourcentage
NH_4Cl (minimum)	95,0
NaCl	1,5
Carbonates, en CO_2	0,5
Sulfates, en SO_4	0,3
Insolubles	0,1

Ce procédé doit être comparé, sur le plan économique, avec les autres méthodes de fabrication du carbonate de sodium anhydre; cette question est traitée dans une publication de l'ONUUDI [19]. La comparaison est surtout favorable au procédé aux deux sels lorsqu'il est appliqué dans une installation adjacente à une usine d'ammoniac, qui fournit le CO_2 .

Comme il a été dit plus haut, dans le procédé Solvay classique, la précipitation du bicarbonate de sodium ne se fait qu'à environ 75 %. Le procédé Solvay modifié et le procédé aux deux

sels permettent de réduire beaucoup la quantité de chlorure de sodium nécessaire, qui n'est plus que d'environ 1,25 à 1,5 tonne par tonne de carbonate de sodium anhydre, contre à peu près 2 tonnes pour le procédé Solvay classique; cela peut représenter une économie appréciable de devises pour les pays qui doivent importer ce produit. En outre, le procédé aux deux sels ne nécessite pas de chaux et on évite le problème de se débarrasser de la solution de chlorure de calcium.

Dans la plupart des pays, la demande d'engrais azotés dépasse de beaucoup la demande de carbonate de sodium anhydre; le chlorure d'ammonium provenant de cette source ne fournira donc vraisemblablement qu'un faible pourcentage des besoins en engrais azotés.

Méthode par neutralisation directe

Dans plusieurs pays, on fabrique du chlorure d'ammonium très pur par réaction directe entre la vapeur d'ammoniac anhydre et l'acide chlorhydrique gazeux :



Le plus souvent, la neutralisation se fait sous pression réduite, 250 à 300 mm de mercure, dans un ou plusieurs récipients en acier revêtu de caoutchouc, avec un revêtement intérieur supplémentaire de briques inertes. L'acide chlorhydrique gazeux concentré traverse un aspirateur, où il est dilué par de l'air de façon à ramener sa concentration à environ 20 %, puis entre dans le réacteur par un tube d'aspersion vertical. Le gaz ammoniac est introduit soit par un autre asperseur, soit par des tuyères tangentes à la base du récipient. L'agitation est assurée par l'important volume d'air entrant dans le réacteur avec la vapeur d'acide chlorhydrique, ce qui évite la nécessité d'un agitateur mécanique, qui consommerait de l'énergie et poserait des problèmes d'entretien.

D'autre part, le fonctionnement sous vide assure un excellent refroidissement, évite les fuites de vapeurs nocives et supprime la nécessité de soufflantes pour l'alimentation en acide chlorhydrique, d'où la réduction de la quantité d'énergie consommée et de l'entretien. La bouillie est d'ordinaire à une température de 75 à 80 °C.

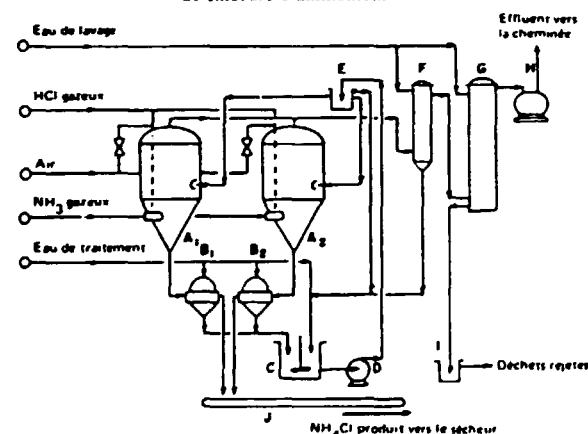
Le plus souvent, on maintient constante l'alimentation en acide correspondant à la production désirée et l'on règle l'addition d'ammoniac de façon à maintenir un pH de 8,0. Le système de commande doit comprendre un signal sonore d'alarme et permettre d'arrêter l'alimentation en acide si le pH tombe au-dessous de 7,0, sinon les parties du système non protégées par un revêtement en caoutchouc ou en matière plastique (par exemple la centrifugeuse) seraient rapidement

endommagées par la corrosion. La bouillie sortant du saturateur a une concentration en matières solides d'environ 80 %; les cristaux de chlorure d'ammonium sont séparés et rincés dans des centrifugeuses en acier inoxydable. Quelquefois, on procède aussi au séchage dans le séparateur en envoyant de l'air chaud dans la couche de cristaux avant extraction. Les centrifugeuses peuvent être remplacées par un filtre sécheur alimenté par en haut.

La liqueur mère venant des centrifugeuses est renvoyée dans le ou les saturateurs via un récipient de stockage. Les gaz sortant du saturateur doivent être bien lavés avant leur entrée dans la pompe à vide ou l'éjecteur pour éviter la corrosion et pour empêcher la pollution de l'air. On a recours d'ordinaire à un laveur à deux étages qui peut être formé d'un laveur-condenseur direct travaillant à la pression atmosphérique, suivi d'une tour à garnissage humide. Le liquide sortant du laveur-condenseur est renvoyé au récipient à liqueur mère et évaporé dans le saturateur, ce qui permet de réguler la température et de récupérer l'acide. La figure 6 est un diagramme schématique d'écoulement d'une unité ordinaire à neutralisation directe.

Comme dans les autres procédés impliquant des réactions entre l'ammoniac et l'acide chlorhydrique (ou des chlorures), des traces de chlore libre dans l'alimentation en acide peuvent provoquer des explosions désastreuses, dues à la forma-

Figure 6. Procédé par neutralisation directe pour la production de chlorure d'ammonium



Légende

- A, A₂ Neutraliseurs-cristalliseurs
- B, B₂ Centrifugeuse continue ou non
- C Récipient à liqueur mère
- D Pompe d'alimentation du neutraliseur
- E Boîte d'alimentation à dispersion
- F Laveur primaire
- G Laveur secondaire
- H Pompe à vide
- I Pot de garde
- J Convoyeur de produit

tion de trichlorure d'azote dans le saturateur. Il faut donc prendre des précautions adéquates pour contrôler l'alimentation en acide chlorhydrique gazeux et l'arrêter si l'on détecte la présence de chlore. Pour cela, on peut par exemple détourner une petite partie du flux gazeux et le faire passer dans un colorimètre à cellule photoélectrique contenant de l'iodure de potassium ou utiliser un analyseur de gaz en continu du type à absorption ou du type chromatographique.

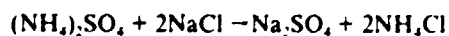
Après séparation et séchage, le chlorure d'ammonium cristallisé est conditionné aussi vite que possible en sacs imperméables pour réduire les difficultés ultérieures de stockage et d'application. Des expériences récentes ont montré que des anti-massants, tels que certains dérivés des acides gras ou des poudres inertes, soit appliqués aux cristaux après séchage, soit placés dans le saturateur, peuvent aider à réduire les tendances à l'agglomération après fabrication. Une granulation par compactage par rouleaux fournirait un bon produit pour application directe, tandis que les cristaux fins pourraient être utilisés dans les engrais composés.

Si les matières premières (et tout produit retravaillé éventuel) sont pures et pourvu que l'installation soit bien conçue et bien entretenue, la méthode par neutralisation directe donne du chlorure d'ammonium très pur. Par exemple, une usine indienne peut fournir un produit d'une qualité bien supérieure aux spécifications de la pharmacopée britannique.

On peut utiliser le HCl sous-produit de la fabrication du sulfate de potassium par le procédé Mannheim (voir chapitre XVIII); d'autres industries fournissent aussi des quantités importantes de cet acide comme sous-produit. La fabrication de chlorure d'ammonium pourrait être un moyen commode d'utiliser le HCl sous-produit de fabrication, qui souvent n'a qu'une faible valeur et dont l'évacuation pose un problème difficile.

Procédés divers

On peut obtenir du chlorure d'ammonium à partir du chlorure de sodium et du sulfate d'ammonium par la réaction :



Dans une méthode, on ajoute le sulfate d'ammonium et un excès de 5 % de chlorure de sodium à une solution de sulfate d'ammonium; ensuite, on chauffe en agitant pendant plusieurs heures. La bouillie obtenue est filtrée ou centrifugée à chaud, puis lavée à l'eau chaude pour séparer le sulfate d'ammonium solide de la solution de chlorure d'ammonium, qui est concentrée, refroidie et cristallise dans des bacs revêtus intérieurement de plomb; les cristaux sont centri-

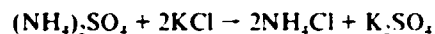
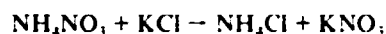
fugés, lavés à l'eau et séchés. Normalement, on ne fabrique par cette méthode que le chlorure d'ammonium destiné à la chimie, et en assez petites quantités, car on pourrait juger préférable d'utiliser comme engrais le sulfate d'ammonium servant de matière première.

Une autre méthode emploie l'anhydride sulfureux ou une solution de sulfite, ajouté à de l'ammoniac et à du chlorure de sodium :



L'ammoniac et l'anhydride sulfureux ou la solution de sulfite sont ajoutés à une solution de chlorure de sodium; au début, on maintient un excès de SO_2 équivalant à environ 2 % de bisulfite; ce chiffre est réduit à environ 1 % quand la réaction atteint l'équilibre. Quand la température avoisine 60 °C, le sulfite de sodium précipite; il est centrifugé, lavé et séché. Le chlorure d'ammonium de la liqueur mère est concentré, cristallisé et centrifugé; on obtient, après lavage et séchage, un produit très pur.

Bien que, en dehors de l'Extrême-Orient, on fabrique rarement du chlorure d'ammonium en vue de l'utiliser comme engrais, c'est un constituant très courant des engrais composés (granulés ou liquides) en Europe et en Amérique du Nord. Il se forme dans les engrais azote-phosphore-potassium (NPK) par réaction du nitrate d'ammonium et/ou du sulfate avec le chlorure de potassium :



Ces réactions sont à peu près complètes dans la plupart des procédés de granulation et dans les procédés de fabrication de nitrophosphates et d'engrais composés liquides. Ando *et al.* ont constaté qu'aux Etats-Unis le chlorure d'ammonium était l'une des formes les plus fréquentes de l'azote dans les qualités courantes d'engrais granulés NPK [21]. La fabrication et l'emploi d'engrais composés contenant du chlorure d'ammonium sont donc bien établis dans le monde entier, même si certaines personnes travaillant dans l'industrie des engrais ne s'en rendent pas compte.

D. Acide nitrique

1. Historique

L'histoire de l'acide nitrique est intéressante; elle remonte au moins au Moyen Age. Vers 1100, Geber a décrit une méthode de préparation de l'eau forte par distillation du salpêtre avec du sulfate de cuivre et de l'alun. Vers le milieu du XVII^e siècle, Glauber a obtenu de l'acide nitrique

fumant en distillant le salpêtre avec de l'acide sulfurique concentré. Cavendish, en 1785, a démontré que l'acide nitrique était formé d'azote et d'oxygène, en faisant passer des étincelles électriques dans un mélange de ces deux gaz. Milner, de Cambridge, a obtenu en 1788 de l'acide nitrique en faisant passer de l'ammoniac sur du bioxyde de manganèse chauffé et en absorbant les vapeurs dans l'eau [22]. En 1839, Kuhlman a breveté une méthode de fabrication de l'acide nitrique utilisant le platine pour oxyder un mélange d'ammoniac et d'air, qui est aujourd'hui la base de pratiquement toute la fabrication d'acide nitrique.

En 1895, Rayleigh a démontré qu'on pouvait séparer l'azote et l'oxygène de l'air et les combiner, au moyen d'un arc électrique, pour obtenir des oxydes de l'azote. Ce phénomène a aussi été étudié par Crookes et une petite usine pilote fondée sur ce principe a fonctionné à Manchester en 1900, mais, malgré l'énorme quantité d'énergie mise en jeu, le rendement en oxyde nitrique n'était que d'environ 1,5 à 2 %. En 1902, Birkeland et Eyde ont construit en Norvège une usine qui a fonctionné pendant plusieurs années, utilisant une énergie hydroélectrique de 350 000 ch (261 000 kW), mais ce procédé a été remplacé par la méthode d'oxydation de l'ammoniac en présence de platine comme catalyseur, mise au point par Ostwald et Brauer et utilisée pour la première fois, en Allemagne, vers 1908 [23]. Elle a rendu désuet le procédé au salpêtre, qui était auparavant la principale source d'acide nitrique : on distillait du nitrate de sodium, provenant en général du Chili, avec de l'acide sulfurique concentré et les vapeurs étaient simultanément oxydées et absorbées dans l'eau; les appareils utilisés étaient en grès.

L'acide nitrique sert surtout à la fabrication d'engrais, principalement du nitrate d'ammonium, soit tel quel, soit dans des engrais composés, des nitrophosphates, des solutions azotées ou des sels mixtes. Les nitrates de calcium et de potassium sont moins utilisés comme engrais. L'acide nitrique a aussi de nombreuses utilisations industrielles, dont la principale est la fabrication d'explosifs.

2. Propriétés

L'acide nitrique est un acide fort et un oxydant puissant. A l'état anhydre, il n'existe pas normalement sous forme liquide. En distillant sous pression réduite des solutions concentrées avec de l'acide sulfurique concentré et de l'ozone, on obtient de l'acide nitrique presque pur (99,7 %), dont le poids spécifique est 1,52. Si l'on refroidit une solution à 98 %, des cristaux incolores, dont

le point de fusion est $-41,6^{\circ}\text{C}$, se séparent. L'acide nitrique concentré bout, sous la pression atmosphérique, à $78,2^{\circ}\text{C}$, mais il commence à se décomposer et donne une solution à 68 %, dont le point d'ébullition maximal est $120,5^{\circ}\text{C}$, qui correspond à peu près à $2\text{HNO}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$, mais il ne s'agit pas d'un véritable hydrate, puisque la composition et la concentration dépendent de la pression. Le tableau 4 résume les principales propriétés de l'acide nitrique.

On peut préparer deux hydrates solides, $\text{HNO}_3 \cdot \text{H}_2\text{O}$ et $\text{HNO}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$ dont les points de fusion approximatifs sont respectivement -38°C et $-18,5^{\circ}\text{C}$. Le maximum de la chaleur de dilution correspond à $3\text{HNO}_3 \cdot \text{H}_2\text{O}$, bien qu'on n'ait trouvé aucun hydrate véritable ayant cette formule. Si l'on concentre, sous la pression atmosphérique, des solutions diluées d'acide nitrique, on obtient une solution dont le point d'ébullition maximal correspond, ici encore, à 68 % d'acide nitrique. La figure 7 donne la relation entre le poids spécifique et le pourcentage d'acide nitrique à 15°C .

3. Oxydes de l'azote

Les oxydes de l'azote intéressants pour la production de l'acide nitrique sont :

Oxyde nitreux (hémioxyde d'azote)	N_2O
Oxyde nitrique	NO
Dioxyde d'azote	NO_2
Tétraoxyde d'azote	N_2O_4

NO et NO_2 sont d'importance capitale. N_2O_4 existe en équilibre tautométrique avec NO_2 ($2\text{NO}_2 = \text{N}_2\text{O}_4$); il n'existe pas en qualité appréciable aux températures inférieures à environ 100°C . Il sert d'intermédiaire dans l'absorption à basse température de NO_2 dans l'acide nitrique. N_2O se rencontre rarement en quantité appréciable. On désigne couramment par le symbole NO_x un mélange d'oxydes de l'azote, d'ordinaire NO et NO_2 , en particulier quand il s'agit de lutte contre la pollution.

4. Considérations chimiques et théoriques concernant la production d'acide nitrique à partir de l'ammoniac

On trouvera ci-dessous les réactions, tant désirables qu'indésirables, qui se produisent dans la fabrication d'acide nitrique à partir de l'ammoniac, ainsi que les chaleurs correspondantes.

Réactions chimiques qui se produisent dans la fabrication de l'acide nitrique et chaleurs de réaction normalisées

D'après "National Bureau of Sciences Technical Note 270-3, Selected Values of Chemical Thermodynamic Properties", janvier 1962.

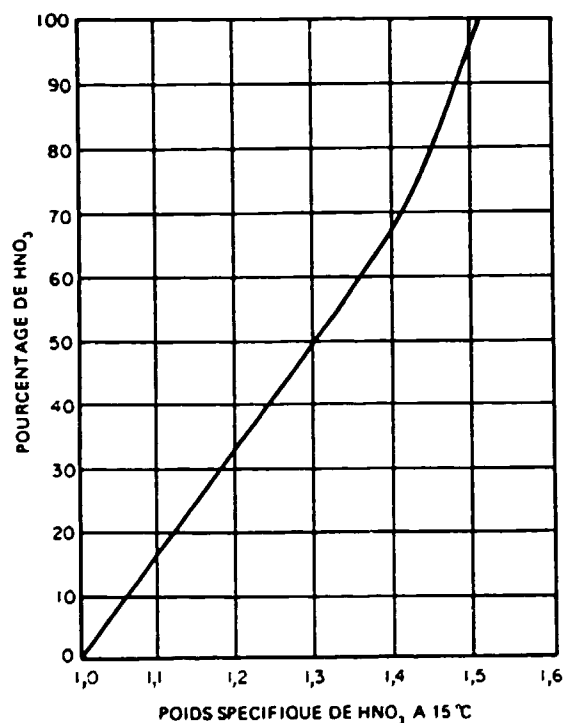
Réaction	Chaleur de réaction ^a	
	en moles g-mole	en cal g-mole
1 $NH_3(g) + 2O_2(g) - HNO_3(aq) + H_2O(l)$	-436 918	-104 423
2 $4NH_3(g) + 5O_2(g) - 4NO(g) + 6H_2O(g)$	-226 523	-54 139
3 $4NH_3(g) + 3O_2(g) - 2N_2(g) + 6H_2O(g)$	-316 832	-75 723
4 $2NH_3(g) + 2O_2(g) - N_2O(g) + 3H_2O(g)$	-275 780	-65 911
5 $4NH_3(g) + 6NO(g) - 5N_2(g) + 6H_2O(g)$	-451 296	-107 860
6 $2NO(g) - N_2(g) + O_2(g)$	-90 309	21 583
7 $2NO(g) + O_2(g) - 2NO_2(g)$	-57 108	13 649
8 $2NO_2(g) - N_2O_4(g)$	-28 617	-6 839
9 $3N_2O_4(g) + 2H_2O(l) - 4HNO_3(aq) + 2NO(g)$	-15 747	-3 764
10 $3NO_2(g) + H_2O(l) - 2HNO_3(aq) + NO(g)$	-58 672	14 023
11 $4NO(g) + 3O_2(g) + 2H_2O(l) - 4HNO_3(aq)$	-144 334	34 496
12 $4NO_2(g) + O_2(g) + 2H_2O(l) - 4HNO_3(aq)$	-87 226	-20 847
13 $2N_2O_4(g) + O_2(g) + 2H_2O(l) - 4HNO_3(aq)$	58 609	-14 008

^aChaleurs de réaction par molécule-gramme du composé souligné. Toutes les réactions sont exothermiques.

TABLEAU 4. PROPRIETES DE L'ACIDE NITRIQUE

Poids moléculaire	
Couleur	
A l'état liquide	Incolore à jaune
A l'état d'oxydes gazeux	Incolore à jaune ou brun (la couleur fonce après exposition prolongée à la lumière)
Odeur	
Dangers	
A l'état liquide	Attaque rapidement la chair et la plupart des matières organiques
A l'état gazeux	Anesthésique à dangereusement toxique
Point de fusion	-41,6 °C
Point d'ébullition, sous 760 mm Hg du mélange à point d'ébullition constant contenant 68 % d'acide	120,5 °C
Densité de cette solution à 20°/4 °C	1,41
Indice de réfraction à 16°/4 °C	1,397
Solubilité dans l'eau	Totale pour toutes les concentrations
Acidité	Acide fort, très oxydant. Rend passifs certains métaux, tels que le fer et l'aluminium
Entropie	
A l'état liquide à 16 °C	37,19 cal/g-mole
A l'état gazeux à 25 °C	63,62 cal/g-mole
Chaleur de fusion	2 503 cal/g-mole
Chaleur de vaporisation à 20 °C	9 426 cal/g-mole
Chaleur de dilution infinie à 25 °C	7 971 cal/g-mole
Capacité calorifique à 27 °C	24,26 cal/g-mole
Impuretés habituelles de l'acide obtenu à partir de l'ammoniac	
	Chlore, moins de 5 ppm
	Acide nitreux, moins de 5 ppm

Figure 7. Poids spécifique à 15 °C de solutions d'acide nitrique



La réaction d'ensemble est fortement exothermique. Plus de la moitié de la chaleur totale est dégagée dans l'oxydation de l'ammoniac (réaction 2), à haute température, ce qui permet de la récupérer de façon rentable sous forme de vapeur ou à d'autres fins (exposées plus loin); la moitié environ de la chaleur dégagée par la réaction 7 est aussi récupérable à un niveau de température

utile. Pour le reste, la température est trop faible pour une récupération utile et une consommation nette d'énergie est nécessaire pour la circulation de l'eau de refroidissement, de l'acide et du gaz et, dans certains procédés, pour la réfrigération.

Au stade de l'oxydation de l'ammoniac, la réaction 2 est la réaction désirée, tandis que les réactions 3, 4, 5 et 6 sont indésirables et l'on doit les réduire au minimum. Le rendement de la conversion en ammoniac, exprimé en pourcentage de l'ammoniac transformé en NO , dépend surtout de l'activité du catalyseur, de la température, de la pression, du mélange plus ou moins complet de l'air injecté avec l'ammoniac ainsi que de la vitesse de traversée du catalyseur par le gaz. On peut facilement obtenir des rendements de plus de 94 % dans une gamme de températures étendue, 800 à 1 000 °C. Au-dessus de 1 000 °C, la décomposition de NO (réaction 6) devient appréciable et il y a des pertes sérieuses de catalyseur par volatilisation des oxydes de platine et de rhodium, même à des températures quelque peu inférieures. Le tableau ci-dessous donne la relation courante entre la température (mesurée à la surface du catalyseur), la pression de fonctionnement et le rendement de la conversion [24]; ces données correspondent à une bonne pratique et peuvent varier quelque peu.

Pression (en atm)	Température (en °C)	Rendement de la conversion (en %)
1	790-850	97-98
3,5	870	96-97
8	920	95-96
10,5	940	94-95

La température est réglée par le préchauffage de l'air et de l'ammoniac et par la quantité d'air en excès, qui est d'ordinaire telle que le mélange air-ammoniac contient 8 à 11,5 % de NH_3 . Il faut éviter de dépasser ce dernier chiffre, car la limite d'explosion est environ 12 % et le besoin stoechiométrique correspond à 14,2 %.

On a essayé comme catalyseurs divers alliages et divers oxydes métalliques, mais on préfère d'ordinaire le platine contenant 2 à 10 % de rhodium. Dans les installations travaillant sous pression élevée (8 à 11 atm), il y a habituellement 10 % de rhodium, tandis que, dans le cas d'une pression moyenne, la proportion de rhodium est souvent de 5 à 7 %. En URSS, on emploie aussi un alliage ternaire contenant 3,5 % Rh, 4 % Pd, et 92,5 % Pt [25]. Le rhodium accroît la résistance mécanique du fil de platine, augmente son activité catalytique et diminue les pertes de catalyseur, mais son prix est plus que double de celui du platine.

On a essayé de nombreux autres alliages de métaux de la mine de platine et des oxydes de métaux communs, soit à titre d'expérience, soit industriellement en temps de guerre, quand il était

impossible de se procurer du platine. Diverses combinaisons d'oxydes du bismuth, du cobalt, du thorium, du cérium et d'autres métaux ont donné des résultats prometteurs. Les recherches continuent [26]. Cependant, on n'en connaît encore aucune utilisation pratique.

La réaction 1 est la réaction d'ensemble désirée. Les stades du processus sont l'oxydation de l'ammoniac (réaction 2), l'oxydation de NO pour donner NO_2 (réaction 7) et la transformation de NO_2 en acide nitrique (réaction 12). Cette dernière est le résultat global d'une série de stades où NO_2 ou N_2O_4 réagit avec l'eau pour former de l'acide nitrique et NO (réaction 10 ou réactions 7, 8 et 9). L'oxyde nitrique ainsi formé doit être à nouveau oxydé et absorbé, ce qui donne de nouvelles quantités d'acide nitrique et de NO et ce cycle se répète jusqu'à ce que la teneur en NO_x soit ramenée à un très faible niveau.

Une variable extrêmement importante est la vitesse de passage du gaz sur le catalyseur. Une vitesse plus élevée n'augmente pas seulement le poids d'ammoniac disponible pour l'oxydation (en supposant constante la composition du gaz), mais conduit probablement aussi à un transport plus rapide de l'oxygène à la surface du catalyseur et à une élimination plus rapide des produits intermédiaires nouvellement formés. De plus, aux faibles vitesses, l'oxyde nitrique peut se diffuser en amont, derrière le catalyseur, pour former du dioxyde d'azote, d'où pertes ultérieures d'azote fixé (réaction 5); cette réaction peut aussi se produire si l'ammoniac passe à travers le catalyseur sans être oxydé, ce qui pourrait arriver en cas de mélange imparfait ou de trous dans la toile de catalyseur.

Une vitesse élevée du gaz et la disposition du catalyseur en plusieurs couches aident aussi à réduire les réactions indésirables en aval entre l'ammoniac non oxydé et les oxydes de l'azote, ainsi que la dissociation de l'oxyde nitrique en azote et oxygène (réaction 6). Les réactions secondaires indésirables sont donc réduites et la réaction 2 est favorisée quand la vitesse est élevée et la durée de contact faible; elle est en général de l'ordre de la milliseconde.

Naturellement, il y a une vitesse limite au-delà de laquelle il se produit des effets indésirables: il peut y avoir accroissement de l'érosion, pertes de catalyseur et peut-être oxydation incomplète de l'ammoniac. La vitesse optimale augmente avec la température [26]. On relie habituellement, dans l'établissement d'un projet, le poids du catalyseur à la capacité de l'usine; cette relation est couramment exprimée sous forme de "taux de charge en ammoniac". Une publication récente a donné comme chiffres courants 3,6 à 4,3 kg d'ammoniac par g de catalyseur et par jour [24]; ce chiffre est indépendant de la pression adoptée.

L'oxyde nitrique produit par oxydation de l'ammoniac doit, avant son absorption par l'eau, être transformé en dioxyde d'azote par l'excès d'air présent. Il se forme pendant cette absorption une certaine quantité d'oxyde nitrique qui doit, lui aussi, être oxydé avant réabsorption (réaction 7).

Il s'agit là d'une réaction trimoléculaire du troisième ordre qui est inhabituelle en ce qu'elle a un coefficient de température négatif; elle est donc favorisée par un abaissement de la température et un accroissement de la pression. On a montré que la durée de réaction était inversement proportionnelle au carré de la pression, tandis que le taux de réaction est directement proportionnel au cube de cette pression [24]. Bien que cette réaction ait été étudiée de façon très détaillée par plusieurs chercheurs, elle n'est pas encore entièrement comprise.

Les principales réactions d'absorption importantes dans la fabrication de l'acide nitrique sont les réactions 7, 8 et 9; la réaction d'ensemble entre le dioxyde d'azote et l'eau est la réaction 12.

L'absorption du dioxyde d'azote dans l'eau a été très étudiée et on peut tirer de la masse de données fournies par les recherches plusieurs conclusions principales [27]. Par exemple, quand la température baisse, l'équilibre en phase gazeuse se déplace vers la formation de tétraoxyde d'azote et la solubilité dans HNO_3 augmente. Il en résulte que, dans certains cas, une réduction de 5°C non seulement améliore le taux d'absorption, mais, de plus, augmente la concentration de l'acide d'environ 2%. En outre, l'acide nitrique tend moins à se décomposer. Dans l'ensemble, l'absorption est très améliorée par un abaissement de la température.

L'absorption est aussi favorisée par un accroissement de la pression, non seulement à cause de l'effet favorable sur la réaction 7, mais aussi parce que le taux d'absorption est augmenté et l'équilibre chimique déplacé vers la formation d'acide nitrique plus concentré. A une pression de 50 atm et avec une longue durée de séjour dans le refroidisseur-absorbeur (15 secondes), la concentration de l'acide peut atteindre 72%, bien que le rendement de l'absorption soit faible, mais, dans l'industrie, pour dépasser une concentration de 60%, il faut porter la pression à des niveaux non rentables, à moins d'une conception spéciale des absorbeurs.

5. Considérations sur la production

Généralités

Il existe aujourd'hui de nombreux procédés brevetés de fabrication de l'acide nitrique, mais leurs différences portent surtout sur des détails de conception ou sur des choix de conditions de

fonctionnement, non sur les principes fondamentaux. Leurs principales caractéristiques sont d'ordinaire :

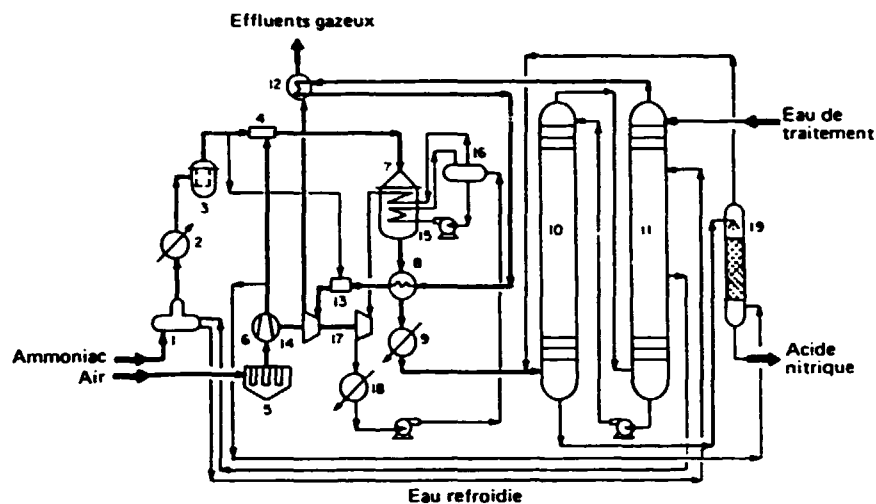
1. Vaporisation, surchauffe et filtration de l'ammoniac anhydre.
2. Préchauffage, filtration et compression de l'air de traitement.
3. Oxydation catalytique de l'ammoniac.
4. Refroidissement de l'oxyde nitrique par échange de chaleur avec divers milieux, par exemple l'air de traitement, l'eau de la chaudière, les effluents gazeux, etc.
5. Oxydation de l'acide nitrique pour donner des oxydes supérieurs.
6. Absorption des oxydes d'azote dans l'eau pour former de l'acide nitrique.
7. Décoloration de l'acide par de l'air secondaire ou par d'autres moyens.
8. Traitement des effluents gazeux pour améliorer le rendement global de l'installation et pour réduire la pollution de l'air.
9. Récupération de l'énergie contenue dans les gaz comprimés.
10. Récupération du catalyseur en vue de sa revente.

Les procédés commerciaux sont souvent classés d'après la pression adoptée. Dans certains cas, la pression est la même pendant tout le procédé, tandis que dans d'autres elle est moindre pour le stade de l'oxydation que pour le stade de l'absorption.

Dans les premières usines, la pression était partout voisine de la pression atmosphérique, mais, dans presque toutes les usines modernes, elle est plus élevée; les types suivants sont courants : 1) pression unique de niveau moyen (3 à 5 atm); 2) pression unique élevée (8 à 13 atm); 3) pression moyenne pour la combustion et pression élevée pour l'absorption. Les figures 8, 9, 10 et 11 donnent des diagrammes d'acheminement simplifiés pour chacun de ces types.

Au sujet des figures 8 à 11, il est à remarquer que chaque diagramme se fonde sur des informations fournies par un organisme d'ingénierie et de construction différent. Chacun de ces organismes offre une gamme de procédés destinée à satisfaire les divers besoins de ses clients. Par exemple, la figure 8 (procédé Uhde) n'est que l'un des procédés offerts par cette société. Plusieurs autres sociétés proposent aussi des procédés de fabrication de l'acide nitrique et nous n'avons aucune intention de suggérer qu'ils sont nécessairement inférieurs à ceux offerts par les quatre sociétés dont le nom a été cité.

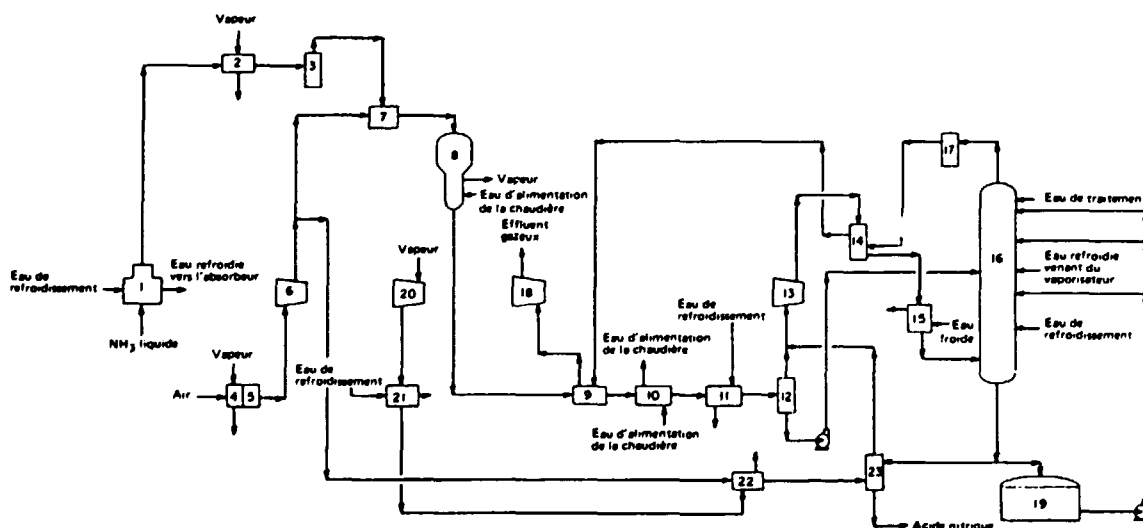
Figure 8. Procédé de fabrication de l'acide nitrique sous pression moyenne (L'hdé)



Principaux éléments d'équipement

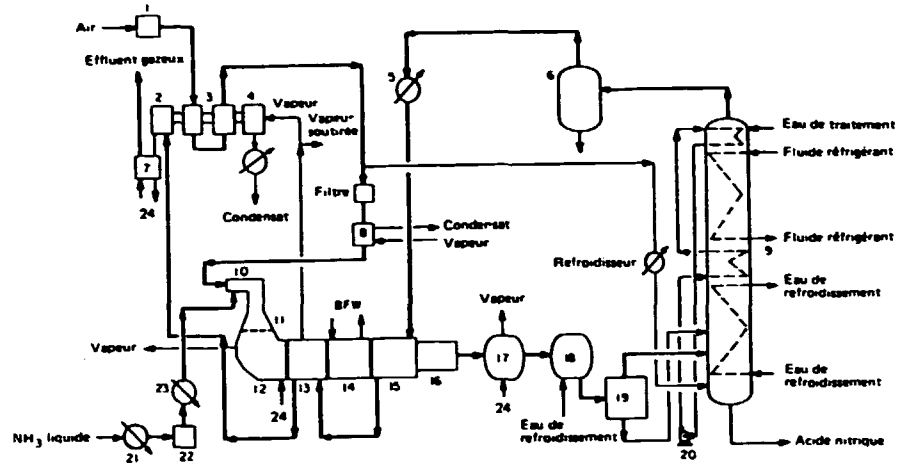
- | | | |
|---------------------|---|--|
| 1 Vaporisateur | 8 Réchauffeur des effluents gazeux | 15 Chaudière de récupération de la chaleur |
| 2 Surchauffeur | 9 Condenseur-refroidisseur | 16 Collecteur de vapeur |
| 3 Filtre à ammoniac | 10 Premier absorbeur | 17 Turbine de condensation de la vapeur |
| 4 Mélangeur | 11 Second absorbeur | 18 Condenseur de la turbine à vapeur |
| 5 Filtre à air | 12 Préchauffeur des effluents gazeux | 19 Tour de décoloration |
| 6 Compresseur d'air | 13 Unité d'épuration des effluents gazeux | |
| 7 Convertisseur | 14 Turbine d'expansion des effluents gazeux | |

Figure 9. Procédé de fabrication de l'acide nitrique à deux pressions (Grande Paroisse)



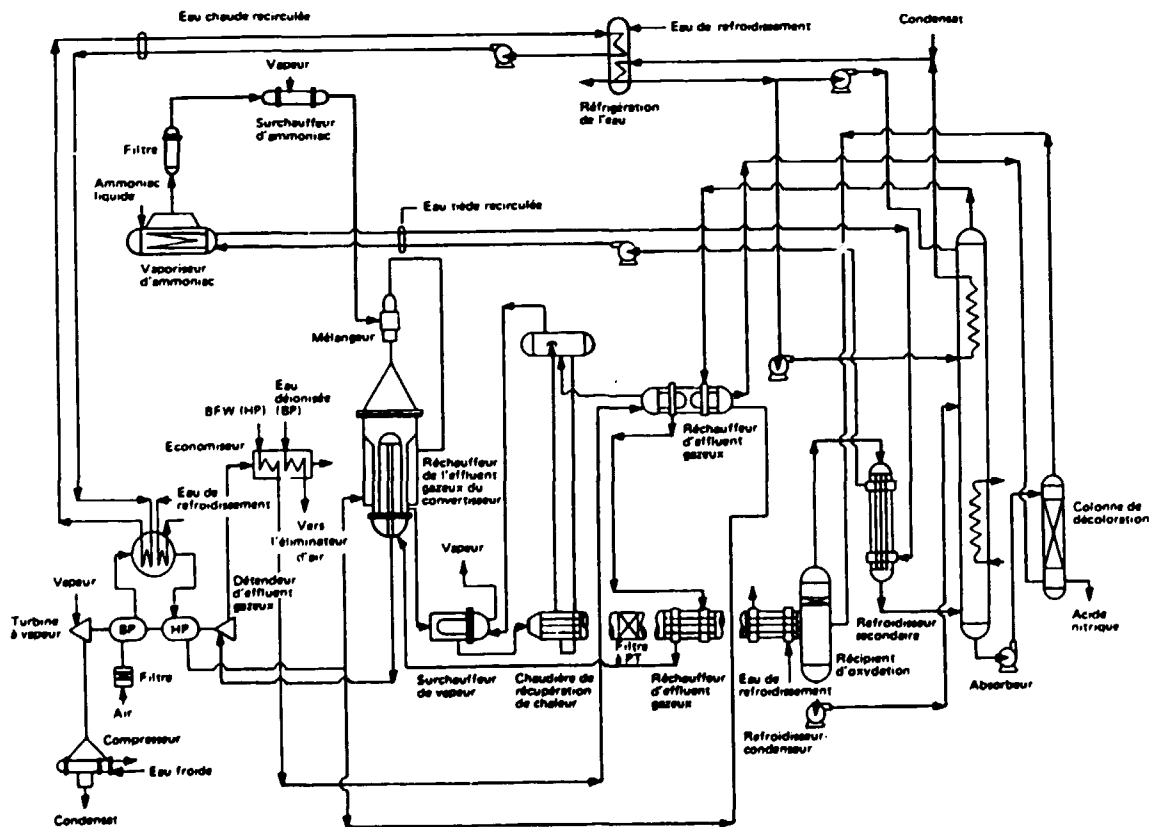
- | | | |
|-----------------|--|--|
| 1 Vaporiseur | 9 Réchauffeur de l'effluent gazeux | 17 Séparateur |
| 2 Surchauffeur | 10 Economiseur | 18 Détendeur de l'effluent gazeux |
| 3 Filtre | 11 Refroidisseur-condenseur | 19 Réservoir de démarrage |
| 4 Préchauffeur | 12 Séparateur de l'acide dilué | 20 Turbine à vapeur |
| 5 Filtre | 13 Compresseur de l'oxyde nitreux gazeux | 21 Condenseur |
| 6 Compresseur | 14 Préchauffeur de l'effluent gazeux | 22 Refroidisseur de l'air de la tour de décoloration |
| 7 Mélangeur | 15 Refroidisseur-condenseur | 23 Tour de décoloration |
| 8 Convertisseur | 16 Absorbeur | |

Figure 10. Procédé de fabrication d'acide nitrique à haute pression (Weatherly)



- | | | |
|-------------------------------------|--|---|
| 1 Filtre à air | 9 Absorbeur | 17 Echangeur de récupération de chaleur |
| 2 Turbine de détente | 10 Mélangeur | 18 Refroidisseur-condenseur |
| 3 Compresseur centrifuge axial | 11 Toile métallique | 19 Séparateur d'acide |
| 4 Turbine à vapeur | 12 Convertisseur | 20 Echangeur |
| 5 Préchauffeur de l'effluent gazeux | 13 Réchauffeur du gaz du détenteur | 21 Vaporiseur |
| 6 Séparateur de matières entraînées | 14 Chaudière de récupération de la chaleur | 22 Filtre |
| 7 Economiseur | 15 Réchauffeur de gaz | 23 Surchauffeur |
| 8 Réchauffeur d'air | 16 Filtre au Pt/Rh | 24 Eau d'alimentation de la chaudière |

Figure 11. Procédé de fabrication d'acide nitrique sous haute pression (C & I Girdler)



Il faut souligner certaines caractéristiques de procédés spécifiques, qui peuvent ne pas être apparentes sur les diagrammes d'acheminement. Dans le procédé Uhde, fonctionnant sous pression de 5 atm, l'ammoniac est vaporisé par l'eau de refroidissement, ce qui fournit de l'eau refroidie pour le refroidissement de la seconde tour d'absorption; cette eau est renvoyée dans le vaporisateur d'ammoniac. Avec une installation de ce type, on peut atteindre une concentration en acide nitrique de 64 % avec une récupération globale de l'azote d'environ 96 %; la teneur en NO_x de l'effluent gazeux est de quelque 500 ppm. Si cette concentration n'est pas conforme aux règlements sur la lutte contre la pollution, elle peut être ramenée au-dessous de 200 ppm par le procédé BASF de réduction sélective par l'ammoniac, ce qui ramène la récupération de l'azote à 95,3 %. Dans ce procédé, comme dans les autres, les compresseurs peuvent être entraînés par des moteurs électriques et la chaleur récupérée par la vapeur peut être envoyée, si nécessaire, dans d'autres unités de l'usine. Cependant, la disposition indiquée est plus courante : le compresseur est entraîné par la vapeur et par l'expansion de l'effluent gazeux préchauffé. Uhde propose aussi un procédé à haute pression (8 à 10 atm), un procédé à deux pressions (oxydation de l'ammoniac sous 5 atm et absorption sous 10 à 14 atm) et un procédé de fabrication d'acide nitrique très concentré (98 à 99 % de HNO_3).

Le procédé à deux pressions et à absorption étendue de la Grande Paroisse (figure 9) fonctionne normalement sous une pression de 4 atm pour l'oxydation et de 10 atm pour l'absorption. Cette dernière se fait dans une tour unique, très haute (40 m), mais, pour améliorer la récupération dans une installation existante dont la tour est moins haute, on peut en ajouter une seconde. L'eau refroidie venant du vaporisateur d'ammoniac sert à refroidir la partie supérieure de la tour d'absorption. La teneur en NO de l'effluent gazeux est de 200 ppm ou moins. Cette compagnie propose aussi un procédé sous pression moyenne. La concentration habituelle de l'acide nitrique est de 60 %.

Le procédé Weatherly sous forte pression fonctionne d'ordinaire vers 10 atm, tant pour l'oxydation que pour l'absorption. Comme dans les autres procédés, il y a une certaine chute de pression à mesure que le gaz traverse les différents stades, de sorte que la pression de l'effluent gazeux entrant dans le détendeur peut être inférieure d'environ 1,6 atm à la pression à la sortie du compresseur d'air. Toutes les unités sont construites de façon à pouvoir fonctionner jusqu'à une pression d'environ 13 atm; on peut donc augmenter la pression et le débit en accroissant la vitesse du compresseur d'air. Ce procédé

permet aussi à l'opérateur de profiter de l'augmentation de débit du compresseur quand l'air atmosphérique est plus froid, et par conséquent plus dense. L'installation peut fonctionner jusqu'à 120 % de sa capacité nominale.

Les divers échangeurs de chaleur entre la chambre d'oxydation de l'ammoniac et le filtre sont aboutés les uns aux autres, de façon à réduire les coûts de construction en formant un bloc compact, dans lequel on insère des pièces d'espacement pour accroître la durée de séjour et par conséquent le pourcentage de NO transformé en NO_2 à une température suffisamment élevée pour une récupération rentable de la chaleur de réaction. Comme dans les autres procédés, l'eau de refroidissement est recirculée à travers le refroidisseur d'ammoniac.

Dans la variante à récupération étendue de la figure 10, la partie supérieure de la tour d'absorption est refroidie à environ 2 °C; le liquide employé est une solution de carbonate de potassium. L'eau est refroidie dans des serpentins par le gaz sortant du sommet de la tour et traverse des échangeurs de chaleur à serpentins dans la partie médiane de cette tour, de façon à prérefroidir le gaz montant. La réfrigération de la solution peut se faire dans un vaporisateur d'ammoniac à faible pression, la vapeur d'ammoniac servant à la fabrication de nitrate d'ammonium; on peut aussi recourir à la réfrigération mécanique. Avec ce système, la concentration en NO_x peut être ramenée au-dessous de 200 ppm. Cette société propose aussi la réduction de l'effluent gazeux par combustion avec du gaz combustible. La concentration habituelle de l'acide nitrique est de 58 %.

Le procédé C & I Girdler (figure 11) fonctionne sous forte pression, environ 10 atm. La partie supérieure de la tour d'absorption est réfrigérée par de l'eau, de façon à ramener la teneur en NO_x de l'effluent gazeux au-dessous de 200 ppm. La concentration de l'acide nitrique varie de 55 à 65 %. Comme dans les autres procédés, on n'obtient de fortes concentrations qu'au prix d'une teneur en NO de l'effluent gazeux plus élevée, à moins qu'on ne prenne des mesures spéciales pour réduire celle-ci par un refroidissement supplémentaire, un plus grand nombre de plateaux dans la colonne d'absorption ou une réduction chimique.

Préparation de l'ammoniac

L'ammoniac anhydre utilisé doit être exempt des poisons du catalyseur énumérés ci-dessous et la teneur en huile doit être limitée à quelques ppm pour éviter les dégâts au vaporisateur et aux toiles de catalyseur. L'ammoniac liquide anhydre produit conformément aux spécifications requises est vaporisé, filtré et surchauffé pour éviter que des

gouttelettes d'ammoniac liquide n'entrent dans la chambre de catalyse et ne trouent les toiles. Suivant le type de procédé, on emploie pour bien mélanger la vapeur surchauffée avec l'air divers moyens, tels que venturis, asperseurs, diffuseurs, etc. Dans certaines usines, on emploie des gaines, des chicanes et même des colonnes garnies, de conception spéciale, pour assurer un mélange complet.

Préparation de l'air de traitement

Cet air doit aussi être exempt de poisons du catalyseur, de poussière et d'huile. Dans certaines usines, on le soumet à un lavage préliminaire à l'eau dans une tour de pulvérisation ou dans une colonne garnie, avant de le comprimer, de le filtrer, de le préchauffer et de le mélanger avec la vapeur d'ammoniac surchauffée en vue d'oxydation ultérieure.

Dans certaines usines où l'oxydation se fait à la pression atmosphérique ou sous faible pression, l'air de traitement peut être amené à la pression voulue par des ventilateurs de conception adéquate. Pour une oxydation sous pression moyenne ou élevée, on peut se servir de machines soufflantes du type rotatif, de surpresseurs à palettes, de compresseurs centrifuges, ou à débit axial; on préfère de plus en plus ces deux derniers types, qui peuvent être combinés avec divers dispositifs d'entraînement par turbine ou par détendeur sous forme d'une seule grande installation à arbre unique. Dans certains cas, la chaleur de compression suffit à préchauffer l'air.

Le rapport ammoniac/air ainsi que le débit de l'un et de l'autre doivent être régulés avec soin pour éviter le danger d'une explosion et pour porter au maximum le rendement de la conversion et la production de l'usine. La présence d'instruments de mesure fiables dans cette section, ainsi que dans les autres parties de l'usine, est donc de la plus haute importance.

Oxydation catalytique de l'ammoniac

On choisit d'ordinaire une toile de platine-rhodium, car cet alliage facilite la réaction et satisfait aussi à d'autres critères, tels que les conditions éprouvantes de fonctionnement. La teneur en rhodium est d'ordinaire comprise entre 4 et 10 %, mais, comme des teneurs élevées tendent à augmenter un peu le taux de conversion et la durée de vie, le chiffre de 10 % est devenu la norme dans de nombreux procédés.

La nécessité de réguler et de réduire la durée du contact pour éviter les réactions indésirables et diminuer les quantités de catalyseur nécessaires a rapidement conduit à adopter pour ce dernier la

forme de toiles fines; elles sont d'ordinaire circulaires et le gaz traverse successivement 5 à 50 toiles, ce qui permet de varier facilement la durée de séjour et de contact pour obtenir un rendement maximal en acide nitrique. L'utilisation de plusieurs toiles de platine en conjonction avec le préchauffage de l'air a été brevetée en 1909, en Allemagne, par Kaiser, et l'on continue à agir de même aujourd'hui. Les brûleurs sous forte pression sont souvent dotés de toiles à 1024 mailles/cm², le diamètre du fil étant de 0,076 mm. Pour le travail sous faible pression, certains préfèrent des fils plus fins, de 0,051 à 0,057 mm. Les métiers à tisser modernes peuvent fournir des toiles d'une largeur atteignant 4 m, ce qui est nécessaire pour certaines grandes usines. Ces toiles fines sont d'ordinaire soutenues par des grilles en alliage de chrome et de nickel, parce que leur résistance mécanique est très faible lorsque la température est d'environ 900 °C et que la grande vitesse du gaz provoque des différences de pression appréciables.

Au début, une toile neuve n'a qu'une assez faible activité, mais, après plusieurs jours de fonctionnement dans les conditions voulues, le rendement de la catalyse atteint un niveau satisfaisant et reste presque constant pendant toute la vie utile de la toile, qui devrait être de plusieurs semaines, ou même de plusieurs mois, suivant que l'oxydation se fait sous pression élevée ou faible. Pendant le fonctionnement, la structure cristalline de l'alliage de platine est modifiée par les conditions difficiles de fonctionnement et la toile se déforme. Il se produit aussi une érosion s'il y a des vibrations, en particulier à des températures et sous des pressions élevées, ce qui réduit l'activité. Finalement, la toile est usée et il faut la remplacer.

Comme on le sait, le platine employé comme catalyseur peut, dans la plupart des procédés, être empoisonné par des éléments tels que As, Bi, P, Pb, S, Si et Sn; les toiles employées pour l'oxydation de l'ammoniac ne font pas exception. Heureusement, l'ammoniac synthétique est normalement très pur, à moins qu'il ne soit contaminé accidentellement. Toutefois, comme l'air peut contenir de la poussière et de nombreux autres polluants, il doit être complètement épuré. Il est utile de placer l'entrée d'air dans un endroit relativement exempt de polluants. En cas d'empoisonnement dû à l'impureté de l'ammoniac ou de l'air, il peut y avoir pénétration en profondeur conduisant à la formation dans les fils de composés inactifs et il peut arriver que le catalyseur devienne inutilisable. Dans d'autres cas, des traces de Cr, Fe ou Ni peuvent réduire, pour un temps, le rendement de la conversion, mais on peut souvent y remédier en traitant par l'acide chlorhydrique ou par certains sels. Il est fréquent qu'on puisse améliorer l'activité en démontant de temps

à autre la toile métallique et en enlevant les solides accumulés par un léger broissage, ce qui aide aussi à réduire la chute de pression dans le brûleur. Cependant, il faut manipuler le moins possible les toiles métalliques, parce qu'elles se fragilisent pendant leur fonctionnement.

L'oxydation de l'ammoniac peut se faire sous pression basse, moyenne ou élevée. Les usines récentes sont d'ordinaire construites pour fonctionner à pression moyenne (3 à 6 atm) ou élevée (8 à 12 atm); bien que certaines usines travaillent encore à basse pression. Quand la pression ne dépasse pas 6 atm, le diamètre des brûleurs est souvent de 3 à 4 m et le nombre de toiles de catalyseur peut atteindre 5, tandis que, si la pression est élevée, les brûleurs ont en général un moindre diamètre, 1,2 à 1,5 m, et peuvent contenir 25 à 45 toiles. Les unités à haute pression de cette taille peuvent produire 250 tonnes ou même plus de HNO₃ par 24 heures. Des usines plus importantes sont aujourd'hui fréquentes; on peut produire jusqu'à 1 100 tonnes par jour avec un seul brûleur à pression élevée ou moyenne, bien qu'il puisse être préférable d'en employer deux pour les pressions dépassant de peu 3 atm. La vitesse du gaz est bien plus grande dans les brûleurs à haute pression et le rendement en général moindre, de l'ordre de 93 à 95 % contre 96 à 97 % pour les unités fonctionnant sous pression basse ou moyenne.

Toutefois, certains brûleurs récents à haute pression, où le diamètre est augmenté pour réduire la vitesse du gaz, permettraient des rendements voisins de ceux qui, jusqu'ici, ne pouvaient être obtenus que dans des unités à basse pression. La plupart de ces dernières fonctionnent à une température voisine de 865 °C, contre environ 940 °C dans le cas de la haute pression. Les températures, pressions et vitesse du gaz plus élevées vont de pair avec de plus fortes pertes de catalyseur. Mukherjee *et al.* donnent comme normales les pertes suivantes avant récupération [28]:

Pression d'oxydation	Pression d'absorption	Pertes de platine en valeur relative
Atmosphérique	Atmosphérique	1
Atmosphérique	3,2 × atmosphérique	1
3,2 × atmosphérique	3,2 × atmosphérique	3
8,0 × atmosphérique	8,0 × atmosphérique	5

Il ne faut pas oublier que le coût du retraitement des toiles métalliques usagées, de la récupération et du raffinage du platine et du rhodium récupérés n'est pas négligeable. Une publication récente comparant un procédé à deux pressions (oxydation sous basse pression) avec un procédé à haut pression, fournissait les données suivantes, montrant que le coût total du catalyseur par tonne de HNO₃ était supérieur de 1,81 dollar dans le cas de la haute pression [24].

Coût du catalyseur par tonne d'acide nitrique dans le cas d'une oxydation de l'ammoniac sous pression basse ou élevée

Pression absolue	Haute pression (12 à 14 atm)		Basse pression (3 à 4 atm)	
	mg/t	Coût en dollars/t	mg/t	Coût en dollars/t
Perte nette de Pt	206	1,52	94	0,71
Perte nette de Rh	29	0,48	7	0,10
Récupération, raffinage, etc.	—	0,81	—	0,20
Coût total du catalyseur		2,81		1,00

Note: coût du platine, 7,40 dollars; coût du rhodium, 16,43 dollars/g (depuis la rédaction de ce document, le coût du platine a dépassé 13 dollars/g).

Dans la plupart des usines, en particulier celles fonctionnant sous haute pression, des filtres permettent de récupérer une partie du platine enlevé au catalyseur. La consommation nette de platine sera de l'ordre de 100 à 200 mg/t de HNO₃ pour les installations fonctionnant sous pression moyenne ou élevée. La durée de l'arrêt nécessaire pour renouveler le catalyseur est relativement plus grande, à poids égal de catalyseur, dans le cas de la haute pression. Néanmoins, dans certaines usines haute pression, on a obtenu une vie moyenne du catalyseur d'environ 60 jours de fonctionnement continu; il est probable qu'une épuration plus poussée de l'air, et de l'ammoniac permettra d'améliorer ce chiffre.

Refroidissement des produits de la réaction

Les gaz chauds quittant le brûleur sont refroidis pour accroître la formation de dioxyde d'azote et pour récupérer de la chaleur utilisable en un autre point de l'usine, ce qui contribue à l'autonomie du procédé. Dans la plupart des installations fonctionnant sous moyenne ou haute pression, on emploie diverses séquences: le gaz peut traverser une chaudière de récupération de la chaleur, un réchauffeur d'effluent gazeux, un refroidisseur-condenseur, un compresseur (dans le cas de deux pressions de fonctionnement) et un second refroidisseur-condenseur, parfois aussi un surchauffeur de vapeur et un préchauffeur de l'air de traitement. Le refroidisseur-condenseur est en général précédé d'un filtre pour récupérer le platine. Dans un procédé, tous les grands échangeurs de chaleur sont placés horizontalement, bout à bout pour simplifier la conception générale et pour réduire le coût de premier établissement (voir figure 10). Dans plusieurs procédés européens, certains des échangeurs de chaleur font partie intégrante d'un autre élément d'équipement, par exemple le brûleur ou les chaudières de récupération de chaleur. Dans certains cas, cette récupération de chaleur peut être de l'ordre de 82 à 85 %; on est limité par le point de rosée et par des considérations de corrosion. Il arrive que l'on

puisse produire 1,1 tonne de vapeur par tonne d'acide nitrique à 100 °C; la plus grande partie est normalement utilisée pour fournir de l'énergie à l'intérieur de l'installation produisant l'acide nitrique, mais la quantité exportable peut atteindre 0,4 tonne.

La séquence optimale de refroidissement du gaz dépend beaucoup du nombre et du type des unités de récupération de l'énergie ainsi que des températures et des pressions choisies pour chaque stade du processus. Il faut aussi tenir compte de la capacité de l'usine, du coût de l'ammoniac et des coûts de premier établissement et d'exploitation.

Oxydation de l'oxyde nitrique

Dans les usines fonctionnant sous pression atmosphérique et dans certaines fonctionnant sous pression faible ou moyenne, on prévoit souvent une ou plusieurs unités distinctes d'oxydation et de refroidissement avant l'absorption du gaz; elles ont la forme de tours verticales refroidies par divers moyens: rideaux d'eau extérieurs, tubes à double paroi, refroidisseur à tambour ou en cascade. L'excédent d'air dans le gaz favorise l'oxydation initiale et une partie de la vapeur d'eau présente se condense pour donner de l'acide nitrique dilué, qui est ensuite concentré dans la section d'absorption. On injecte d'ordinaire une quantité d'air supplémentaire à l'un ou l'autre point, souvent dans la tour d'absorption. Dans certaines usines, le gaz est refroidi rapidement dans des unités spécialement conçues pour condenser la vapeur d'eau sans former beaucoup d'acide dilué, ce qui contribue à accroître la concentration de l'acide finalement obtenu. On a décrit un condenseur-cyclone à étages multiples, destiné à éliminer l'eau et pouvant fournir une concentration en acide nitrique d'environ 63 % [29].

Dans certains procédés sous haute pression, on cherche à porter au maximum le degré d'oxydation de NO en NO₂ dans l'unité de récupération de chaleur, de façon que cette récupération puisse se faire à une température assez élevée; pour cela, on peut accroître la durée de séjour en ajoutant des chambres supplémentaires, par exemple entre la chaudière de récupération de chaleur et le réchauffeur d'effluent gazeux. On peut ainsi porter à 80 % la proportion de NO transformée en NO₂ avant son entrée dans le refroidisseur-condenseur. Dans certains autres procédés sous haute pression, le refroidissement du gaz et l'oxydation de l'oxyde nitrique peuvent se faire dans une colonne unique d'oxydation-absorption, mais de nombreux producteurs estiment que la plus grande souplesse due à une unité séparée d'oxydation et de refroidissement et la possibilité de réduire la quantité d'acide dilué formé avant l'absorption constituent un avantage.

Absorption du dioxyde d'azote

Au voisinage de la pression atmosphérique, l'oxydation et l'absorption sont lentes; dans certaines usines anciennes travaillant sous pression atmosphérique ou sous faible pression, il existait 5 à 10 grandes tours garnies, en grès, où les gaz partiellement oxydés étaient absorbés par un flux en sens inverse d'acide nitrique de concentration croissante; les concentrations maximales qu'il était possible d'obtenir variaient de 42 à 52 % d'acide nitrique.

Pour réduire les investissements et pour améliorer le rendement, on a mis au point l'absorption sous pression par divers moyens, tels que refroidisseurs en cascade, colonnes garnies, tours à pulvérisation et colonnes contenant des plateaux à barbotage, des cribles et des dispositifs spéciaux tels que le plateau de Kuhlman.

Comme la concentration de l'acide est plus élevée dans le cas d'absorption à basse température, on a aussi mis au point plusieurs méthodes de refroidissement, soit par des unités extérieures du type à plateaux, à tambour ou en cascade ou par des rideaux d'eau en dehors de la tour, soit par des serpentins judicieusement placés dans la colonne d'absorption. Dans certaines usines où l'oxydation de l'ammoniac se fait sous basse pression, on utilise la vaporisation de l'ammoniac pour prérefroidir l'eau d'alimentation de l'absorbant et l'eau de refroidissement.

Les appareils modernes d'absorption sous pression permettent d'obtenir un rendement dépassant de beaucoup 99 % et une concentration de l'acide comprise entre 55 et 65 %; dans certains procédés, cette concentration peut atteindre 70 %, grâce à l'élévation de la pression, au refroidissement de l'eau et à une conception spéciale des colonnes. Dans certaines usines, on peut injecter un excès d'air, soit dans le refroidisseur, soit dans la colonne d'absorption, pour accélérer l'oxydation. L'eau de traitement doit être très pure, pour diminuer la corrosion dans l'usine d'acide nitrique et aussi dans les applications entraînant une utilisation ultérieure de l'acide. En particulier, la teneur en chlorures doit être très faible. On emploie donc souvent de l'eau de condensation ou de l'eau purifiée par échange d'ions.

Décoloration de l'acide

La plupart des unités d'absorption fournissent un acide qui est toujours jaune ou brun, à cause de la présence de dioxyde d'azote dissous, que l'on peut éliminer soit dans une petite tour spéciale de décoloration, soit dans une section supplémentaire à la base de la colonne d'absorption où l'on injecte de l'air comprimé.

Traitement de l'effluent gazeux

Sauf si l'on travaille à la pression atmosphérique, le gaz sortant de l'absorbeur est normalement préchauffé et détendu dans une turbine, afin de récupérer une quantité appréciable de l'énergie utilisée pour la compression. Ce gaz contient surtout de l'azote, plus un peu de vapeur d'eau, d'oxygène et de divers oxydes de l'azote.

Pendant les années 60, la concentration de NO_x dans l'effluent gazeux variait de 1 500 à 3 000 ppm. Au cours de ces dernières années, la lutte contre la pollution a conduit à des lois et des règlements réduisant le niveau admissible de NO_x (voir chapitre XXIII). Par exemple, aux États-Unis, la concentration maximale équivaut à 200 ppm de NO_x pour les usines nouvelles, à 500 ppm pour les usines existantes (ce niveau est défini en kg de NO_x équivalent par tonne d'acide nitrique).

Pour satisfaire les conditions fixées par les autorités dans différents pays, on a utilisé diverses méthodes. Certains pays peuvent estimer que le NO_x rejeté par les usines d'acide nitrique n'est qu'une faible proportion du total, car les centrales électriques thermiques et les moteurs à combustion interne en envoient dans l'atmosphère de bien plus grandes quantités. Dans ce cas, la dispersion par des cheminées de grande hauteur et/ou la dilution de l'effluent par de l'air peuvent suffire à rendre acceptable la teneur en NO_x du milieu ambiant, mais la plupart des pays obligent à ramener la quantité de NO_x rejetée au-dessous du niveau d'il y a dix ans.

Les principales méthodes d'épuration employées sont l'absorption étendue, la réduction catalytique avec un combustible tel que le méthane ou le gaz de purge de l'usine d'ammoniac, la réduction catalytique sélective avec l'ammoniac, l'absorption par un gel de silice ou des tamis moléculaires, le lavage par des solutions d'urée ou par des solutions alcalines.

On préfère de plus en plus l'absorption étendue, qui consiste simplement à accroître le rendement de l'absorption en augmentant le nombre de sections de la tour d'absorption ou en ajoutant une seconde tour, ou, parfois, en réduisant la température dans les derniers stades de l'absorption au moyen de serpentins contenant de l'eau refroidie ou un autre fluide (une société emploie une solution de carbonate de potassium). Ces méthodes sont utilisables dans les usines existantes; dans les usines nouvelles, on a plus de liberté de choix pour déterminer la combinaison optimale des paramètres, y compris l'augmentation de la pression. Plusieurs organismes, dont Friedrich Uhde (Allemagne), la Société chimique de Grande Paroisse (France), C & I Girdler (États-Unis) et D. M. Weatherly and Co (États-

Unis) proposent des plans d'usines avec absorption étendue où la concentration en NO_x de l'effluent gazeux est inférieure à 200 ppm, ce qui est conforme aux règlements actuels aux États-Unis et dans tous les pays d'Europe. Dans les pays où la réglementation est moins sévère, une certaine réduction du coût de premier établissement peut être possible. La méthode de l'absorption étendue a évidemment l'avantage que la récupération de l'azote sous forme d'acide nitrique augmente de 1,0 à 1,5 % (par rapport à la pratique ancienne), ce qui compense en partie l'augmentation du coût.

La réduction de l'effluent gazeux par un combustible peut se faire au moyen de gaz naturel, de naphta ou de gaz de purge de l'ammoniac, qui contient de l'hydrogène, de l'ammoniac et de l'azote. On a par exemple :

1. $2\text{NO} + 2\text{H}_2 \rightarrow \text{N}_2 + 2\text{H}_2\text{O}$
2. $4\text{NO} + \text{CH}_4 \rightarrow 2\text{N}_2 + \text{CO}_2 + 2\text{H}_2\text{O}$
3. $4\text{NO}_2 + \text{CH}_4 \rightarrow 4\text{NO} + \text{CO}_2 + 2\text{H}_2\text{O}$
4. $6\text{NO} + 4\text{NH}_3 \rightarrow 5\text{N}_2 + 6\text{H}_2\text{O}$
5. $2\text{NO}_2 + \text{CH}_4 \rightarrow \text{N}_2 + \text{CO}_2 + 2\text{H}_2\text{O}$
6. $2\text{NO}_2 + 4\text{H}_2 \rightarrow \text{N}_2 + 4\text{H}_2\text{O}$
7. $6\text{NO}_2 + 8\text{NH}_3 \rightarrow 7\text{N}_2 + 12\text{H}_2\text{O}$

L'effluent gazeux contient environ 3,5 % d'oxygène qui réagit aussi avec le combustible. Si l'on réduit la quantité de celui-ci pour ramener par exemple cette teneur à 2,5 %, le dioxyde d'azote est réduit en oxyde nitrique comme dans la réaction 3 ci-dessus. L'effluent gazeux est alors décoloré, puisque l'oxyde nitrique est incolore, tandis que le dioxyde d'azote varie du jaune au brun. Dans certains pays, cette décoloration est acceptable, bien qu'elle ne diminue pas la quantité totale de NO_x rejetée.

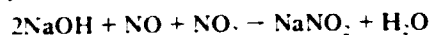
Pour une réduction complète de NO_x , il faut ajouter assez de gaz combustible pour consommer tout l'oxygène contenu dans l'effluent. Cette méthode dégage beaucoup de chaleur et exige qu'il y ait au moins deux lits de catalyseur en série, avec refroidissement intermédiaire pour éviter que la température ne s'élève trop. La chaleur est récupérée sous forme de vapeur. Cette méthode provoque vraisemblablement la formation dans l'effluent d'autres polluants. Si le combustible est du méthane ou tout autre hydrocarbure, il se forme des quantités appréciables de CO et de HCN ; avec le gaz de purge d'ammoniac, il peut rester de l'ammoniac dans l'effluent.

La réduction sélective par l'ammoniac (réactions 4 et 7) a été utilisée avec succès dans plusieurs usines du Japon, des États-Unis et de l'Europe. Gulf Oil Chemicals, Inc. (États-Unis), Mitsubishi (Japon) et BASF (Allemagne) proposent des procédés. Divers catalyseurs sont employés; la réaction se produit à des températures variant de 250 à 450 °C suivant le catalyseur.

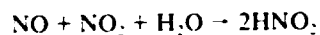
La réduction peut se faire entre le détenteur d'effluent gazeux et la cheminée, où la pression est voisine de la pression atmosphérique, ou en l'un ou l'autre point entre la tour d'absorption et le détenteur, où la température du gaz est dans la fourchette voulue. Cette méthode permet de réduire la concentration de NO dans l'effluent gazeux bien au-dessous de 100 ppm.

On peut absorber par le gel de silice ou par des tamis moléculaires; ce procédé exige la régénération de l'absorbant et permet le recyclage de NO_x. L'un des inconvénients est qu'il faut éliminer la vapeur d'eau dans l'effluent pour que l'absorption soit efficace.

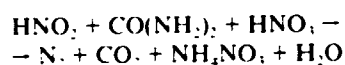
Le lavage par une solution alcaline n'est efficace que si le rapport moléculaire NO₂/NO est au moins égal à l'unité. Dans le cas de NaOH, par exemple, on a :



L'utilisation du nitrite obtenu peut poser un problème. Norsk Hydro a mis au point un procédé de lavage par une solution aqueuse d'urée et d'acide nitrique [30]. Les oxydes d'azote réagissent avec l'eau pour former de l'acide nitreux :



L'acide nitreux réagit ensuite avec l'urée et l'acide nitrique :



On croit que les réactions intermédiaires sont la formation d'acide nitreux qui réagit avec l'urée pour donner de l'azote et HCNO; ce dernier réagit avec l'acide nitrique et l'eau pour former du nitrate d'ammonium et du dioxyde de carbone. La perte d'azote fixé est un inconvénient.

Dans le procédé Goodpasture (Etats-Unis), le gaz est lavé par une solution de nitrate d'ammonium et d'ammoniac; la température et le pH sont régulés. Une partie du NO_x peut être récupérée sous forme de nitrate d'ammonium, une partie peut être réduite à l'état d'azote.

Divers autres systèmes de lavage ont été proposés ou sont à l'étude, mais, en général, la méthode de l'absorption étendue semble la plus populaire.

Récupération de l'énergie

Sauf dans des usines anciennes fonctionnant en totalité sous la pression atmosphérique et dans de très petites installations à pression moyenne ou élevée, la totalité ou la plus grande partie de l'énergie utilisée pour la compression de l'air est récupérable sous forme de vapeur et d'effluent gazeux chaud; dans certains cas, on peut avoir un petit excédent.

Ce résultat est rendu possible par l'existence de machines à haut rendement : un compresseur, une turbine à vapeur et un détenteur d'effluent gazeux forment une seule unité. Dans les procédés à deux pressions, il y a en outre un compresseur pour élever la pression des oxydes de l'azote avant l'absorption. Parfois, on ajoute un moteur électrique pour le démarrage, ou comme source de secours, si l'on ne dispose pas toujours de vapeur en quantité suffisante. Les pompes et appareils auxiliaires sont d'ordinaire alimentés en électricité par le réseau principal de l'usine.

Récupération du platine

Le platine passe dans le courant gazeux sous forme de très fines particules et ces pertes peuvent augmenter de plusieurs pour-cent les coûts de production. Beaucoup d'usines ont donc mis en place des unités de récupération : la fine poussière obtenue est envoyée avec les toiles métalliques usagées à la raffinerie de métaux précieux. Il existe plusieurs types de ces unités; la plus courante emploie des filtres de laine de verre ou de fibres de silice [31]. On peut aussi filtrer sur de la chaux vive; la poussière de platine est récupérée par addition d'eau, dissolution dans l'acide nitrique et filtration. Le taux de récupération doit être au moins de 50 % pour les filtres à sec et peut atteindre 80 % avec la chaux, suivant la perméabilité du milieu filtrant et le type de procédé. Si l'on essaie d'améliorer la récupération en adoptant des milieux filtrants plus fins, cela peut augmenter les coûts d'exploitation; il faut donc trouver un compromis optimal entre ces deux facteurs.

6. Comparaisons techniques et économiques

L'existence de techniques à basse, moyenne et haute pression pour l'oxydation et l'absorption offre diverses combinaisons possibles, ce qui a conduit à la mise sur le marché de nombreux procédés, différant surtout par la combinaison choisie [32]. En général, le fonctionnement sous haute pression permet, pour une production donnée, de réduire la taille de l'usine et par conséquent le coût en capital; la haute pression est aussi favorable à l'absorption du dioxyde d'azote. Cependant, les pertes de catalyseur sont plus élevées et l'on consomme plus d'énergie, à moins d'installer des appareils de récupération supplémentaires. Comme, ces dernières années, on a mis l'accent sur la lutte contre la pollution, l'aptitude des procédés à haute pression à réduire à un niveau acceptable la teneur en NO_x de l'effluent gazeux a favorisé leur adoption. La plupart des usines récentes sont donc soit à haute pression, soit à deux pressions (oxydation sous pression moyenne, absorption sous forte pression), bien

que certains procédés à pression moyenne pour les deux stades soient utilisés.

D'après Honti [24], les avantages et inconvénients des trois types de procédés peuvent se résumer comme suit :

	Pression moyenne unique (10 atm)	Moyenne et haute pressions (3 et 10 ²)	Pression unique élevée (10 ²)
NH ₃ nécessaire, en kg HNO ₃	284	284	288
Pertes de Pt, en mg t HNO ₃	95	95	150
Electricité nécessaire, en kWh t HNO ₃	22	22	8
Excédent de vapeur, en kg t HNO ₃	600	300	400
Coût en capital (relatif)	120	110	100
NO _x dans l'effluent gazeux, en ppm ^b	400	moins de 200	moins de 200

^aPressions, en atmosphères, respectivement pour l'oxydation et l'absorption.

^bValeurs moyennes de diverses sources dans le cas d'absorption étendue.

Les chiffres ci-dessus ne sont que des exemples: les valeurs réelles peuvent être très différentes, suivant la conception de l'usine et les conditions d'exploitation. Toutefois, ce tableau montre qu'en général les procédés à haute pression entraînent le coût en capital minimal et le coût d'exploitation maximal à cause des pertes de platine plus élevées, d'un moins bon rendement de la conversion de l'ammoniac et d'une moindre récupération de vapeur. C'est l'inverse pour les procédés à pression moyenne (en supposant que la teneur en NO_x de l'effluent gazeux soit acceptable). Les procédés à deux pressions constituent un compromis. Le choix peut être influencé par les conditions locales.

Un mémoire plus récent a comparé un procédé à deux pressions (COFAZ), fonctionnant sous 3 et 10 atm à un procédé à haute pression (C & I Girdler) fonctionnant sous 10 atm. Dans les deux cas, la production était de 900 t/j et le rendement de l'absorption suffisait pour assurer une teneur en NO_x de l'effluent gazeux inférieure à 200 ppm [24]. Aux Etats-Unis, le coût en capital était de 13 % plus élevé pour le procédé à deux pressions (13,8 contre 12,2 millions de dollars); en France, la différence était d'environ 10 %. Les paramètres des deux procédés étaient :

Paramètres, par tonne de NH₃

	Deux pressions	Haute pression
NO _x , en kg	282,1	286,6
Pertes de catalyseur, en mg	101	235
Electricité, en kWh	4,7	7,5
Vapeur excédentaire, en kg	341	456

On a estimé que, pour un prix de l'ammoniac de 121 dollars la tonne, le coût de production serait inférieur de 1,34 dollar par tonne d'acide

nitrique dans le cas du procédé à deux pressions (34,28 dollars contre 35,84), compte non tenu des charges liées au capital. Les auteurs ont conclu que, dans les conditions admises par eux, l'économie sur le coût d'exploitation ne suffisait pas, aux Etats-Unis, à justifier le coût en capital supérieur. Cependant, des variations du prix des catalyseurs ou de la valeur de la vapeur pourraient conduire à une conclusion différente. On a signalé que la valeur de la vapeur excédentaire dépendrait de l'utilisation qui pourrait en être faite sur place.

7. Matériaux utilisés

L'acide nitrique est fortement oxydant, ce qui rend passifs certains métaux, tels que le fer, l'acier et l'aluminium : il se forme des films complexes d'oxydes et de nitrure. Ces métaux peuvent donc servir pour certains éléments d'équipement et récipients de stockage pour de l'acide à 55 à 65 %, si l'agitation est faible ou nulle et si la température n'est pas trop élevée. Pour des conditions plus difficiles, il faut employer un alliage silicium-fer ou certains aciers inoxydables résistant très bien à la corrosion; la nuance 304 est très utilisée pour les réservoirs de stockage. Des solutions diluées d'acide nitrique, surtout si elles sont agitées et chauffées, peuvent aussi exiger l'emploi d'aciers alliés, par exemple, pour les parties mouillées des pompes, des ventilateurs et des colonnes de distillation. Dans le cas de gaz chauds et secs, l'acier doux suffit d'ordinaire. Dans certains cas, on préfère des installations réalisées presque entièrement en acier inoxydable; l'économie sur l'entretien et l'amélioration du fonctionnement justifieraient l'investissement supplémentaire.

Quant aux matériaux non métalliques, on employait beaucoup autrefois le grès et on se servait aussi de verrerie industrielle. On utilise de plus en plus divers plastiques fluorocarbonés sous forme de tuyaux, de plaques, d'enduits, de joints et de scellements, avec ou sans revêtement, à cause de leur caractère inerte, de leur flexibilité et de leur commodité, bien que le coût initial puisse être plus élevé que pour l'acier ou certains alliages ferreux. On affirme que certains des plus récents de ces matériaux (brevetés) résistent même à l'acide nitrique fumant chaud.

E. Nitrate d'ammonium

Le nitrate d'ammonium est la forme d'engrais azoté la plus utilisée dans la plupart des pays européens et dans certains autres pays tempérés. Il est très employé en Amérique du Nord, mais moins que l'ammoniac anhydre. Il est plus facile-

ment absorbé par les plantes que l'urée ou le sulfate d'ammonium: la plupart des plantes absorbent l'azote surtout sous forme de nitrate, de sorte que l'azote ammoniacal n'est efficace qu'une fois converti en nitrate dans le sol. Ce processus est rapide dans un sol chaud, mais très lent à basse température (10 °C et au-dessous). De plus, l'urée est toxique pour certaines plantes si elle se trouve près de la graine et le sulfate d'ammonium est fortement acidifiant. Pour ces raisons et pour d'autres, le nitrate d'ammonium est l'engrais le plus employé dans beaucoup de pays de la zone tempérée, dont la plupart des pays européens. Il est utilisé seul ou sous forme de mélanges avec du carbonate de calcium, du calcaire ou de la dolomie — appelés nitrate de calcium-ammonium (CAN) ou nitrate d'ammonium-calcaire (ANL) ou désignés par différents nom commerciaux — ainsi que dans des engrais composés, dont les nitrophosphates. C'est aussi un des composants principaux de la plupart des solutions azotées (voir chapitre X).

Les principaux inconvénients du nitrate d'ammonium sont : a) il est très hygroscopique, b) il y a un certain danger d'incendie ou même d'explosion, si l'on ne prend pas les précautions voulues, c) il est considéré comme moins efficace pour le riz aquatique que l'urée ou les engrais azotés ammoniacaux, d) il est plus facilement lessivé que les produits ammoniacaux.

On emploie de plus en plus comme explosif le nitrate d'ammonium additionné de fuel: la brasserie et l'industrie chimique consomment d'assez petites quantités de nitrate. L'ancien type "grainé" de nitrate d'ammonium, obtenu en roulant le sel à demi fondu dans un bac ouvert et en l'enrobant de résines ou de cires, a été en grande partie remplacé par des produits prillés, granulés et cristallisés.

1. Propriétés du nitrate d'ammonium

Les principales propriétés du nitrate d'ammonium figurent au tableau 5. Les changements d'état cristallin à 84,2 et 32,1 °C provoquent une dilatation soudaine qui peut entraîner la dégradation des particules pendant le traitement et le stockage. Le changement à 32,1 °C peut être particulièrement gênant dans les climats où la température ambiante est souvent voisine de ce chiffre: des cycles répétés de températures supérieures et inférieures à 32,1 °C peuvent provoquer la pulvérisation du nitrate prillé ou granulé et poser des problèmes d'agglomération. Cependant, on a trouvé des moyens pour stabiliser la forme cristalline rhombique IV: ils sont très employés. L'un de ces moyens, mis au point et breveté par Mississippi Chemical Corporation

TABLEAU 5. PROPRIÉTÉS DU NITRATE D'AMMONIUM PUR (FORME CRISTALLINE IV)

Couleur	Blanche	
Poids moléculaire	80,04	
Teneur en azote	35,0 %	
Densité à 20 °C/4 °C	1,725	
Point de fusion	170,4 °C	
Solubilité en g/100 g d'eau		
Température, en °C		
0	118	
20	187	
40	297	
60	410	
80	576	
100	843	
Etats cristallins		
Température, en °C	Etat	Système
169,6	Liquide	—
169,6 à 125,2	Cubique	1
125,2 à 84,2	Quadratique	2
84,2 à 32,1	Rhombique	3
32,1 à -18	Rhombique	4
Au-dessous de -18	Quadratique	5
Humidités relatives critiques		
20 °C	63,3	
30 °C	59,4	

(Etats-Unis), consiste à ajouter environ 1 % d'un mélange de sulfate d'ammonium et de phosphate diammonique appelé "Permalene". Dans certains pays européens on emploie aussi le nitrate de magnésium comme stabilisateur. Une autre caractéristique du nitrate d'ammonium est sa chaleur de dissolution négative: 60 parties de ce sel dissoutes dans 100 parties d'eau abaissent la température de 13,6 °C à -13,6 °C.

2. Dangers du nitrate d'ammonium

On sait que le nitrate d'ammonium peut servir d'explosif et, de fait, pendant les deux guerres mondiales, on a construit plusieurs usines de fabrication de ce sel destiné à des bombes et à d'autres utilisations analogues; pour cet usage, il était d'ordinaire mélangé avec des explosifs plus puissants ou à des détonateurs. Dans les mines, on emploie un mélange de nitrate d'ammonium avec environ 6 % de fuel. Dans les années 40, on enrobait le nitrate d'ammonium, qualité pour engrais, avec un enduit organique (un mélange de pétrole, de résine et de vaseline) et certaines explosions désastreuses se sont produites à bord de navires chargés de ce produit quand éclatait un incendie dont les effets étaient augmentés par le confinement. Ces catastrophes ont conduit à édicter des règlements très stricts sur la fabrication, le transport, le stockage et l'utilisation comme engrais du nitrate d'ammonium. Dans certains pays, le nitrate d'ammonium ne peut pas être employé seul à cet

usage, on l'autorise seulement en mélange avec du carbonate de calcium. Ce mélange, appelé CAN, contenait auparavant 20,5 % d'azote, ce qui correspond à environ 60 % de nitrate d'ammonium; aujourd'hui, le taux le plus courant est 26 % N (75 % de nitrate).

Dans d'autres pays (notamment la France, l'URSS, la Roumanie, le Royaume-Uni et les Etats-Unis), le nitrate d'ammonium est couramment employé tel quel comme engrais, dans le cadre d'une réglementation stricte. Par exemple, le Fertilizer Institute (Etats-Unis) a publié la définition suivante du nitrate d'ammonium, qualité pour engrais :

"Le nitrate d'ammonium, qualité pour engrais, est défini comme du nitrate d'ammonium solide, contenant au moins 33,0 % d'azote, ayant un pH d'au moins 4,0 en solution aqueuse à 10 %, et, au maximum, 0,20 % de carbone, 0,010 % de soufre élément, 0,150 % de chlorure (en Cl) et des particules de métaux à l'état d'éléments dégageant au plus 4,60 ml d'hydrogène dans un échantillon de 50,0 g; de plus, le produit devra avoir subi avec succès l'essai de propagation de la détonation de la section 2,0 et l'essai de combustion de la section 4,0."

Cette publication précise les méthodes d'analyse et d'essai. Dans l'essai de propagation de la détonation, le nitrate d'ammonium est placé dans un tube en fer, d'une qualité spécifiée, de 1,83 m de long et de 76 mm de diamètre, et une charge explosive spécifiée est placée dans le nitrate d'ammonium, au sommet du tube. Quant on fait exploser la charge, le degré éventuel de détonation du produit est apprécié d'après la longueur de tube endommagé. Tout échantillon où la propagation se fait dans toute la longueur du tube, celui-ci étant endommagé dans toute sa longueur, est considéré comme dangereux.

L'essai de combustion est assez compliqué, mais, d'une façon générale, il est conçu de façon à exclure les formules qui pourraient accroître par catalyse le taux de décomposition du produit, bien que la substance catalytique ne soit pas exclue par la définition ni décelée par analyse.

D'autres clauses portent sur les précautions à prendre pour le stockage, l'emballage et le transport du nitrate d'ammonium et la lutte contre l'incendie en présence de ce produit.

Dans le cas de certains engrais composés contenant du nitrate d'ammonium et un chlorure, le chlorure de potassium par exemple, la décomposition peut se propager si le produit est allumé. La température d'allumage est d'environ 200 °C, mais elle peut être abaissée par certains agents sensibilisants, tels que les sels de cuivre. Huygen et Perbal [33], la TVA [34] et d'autres ont étudié la gamme de composition des engrais NPK et NK

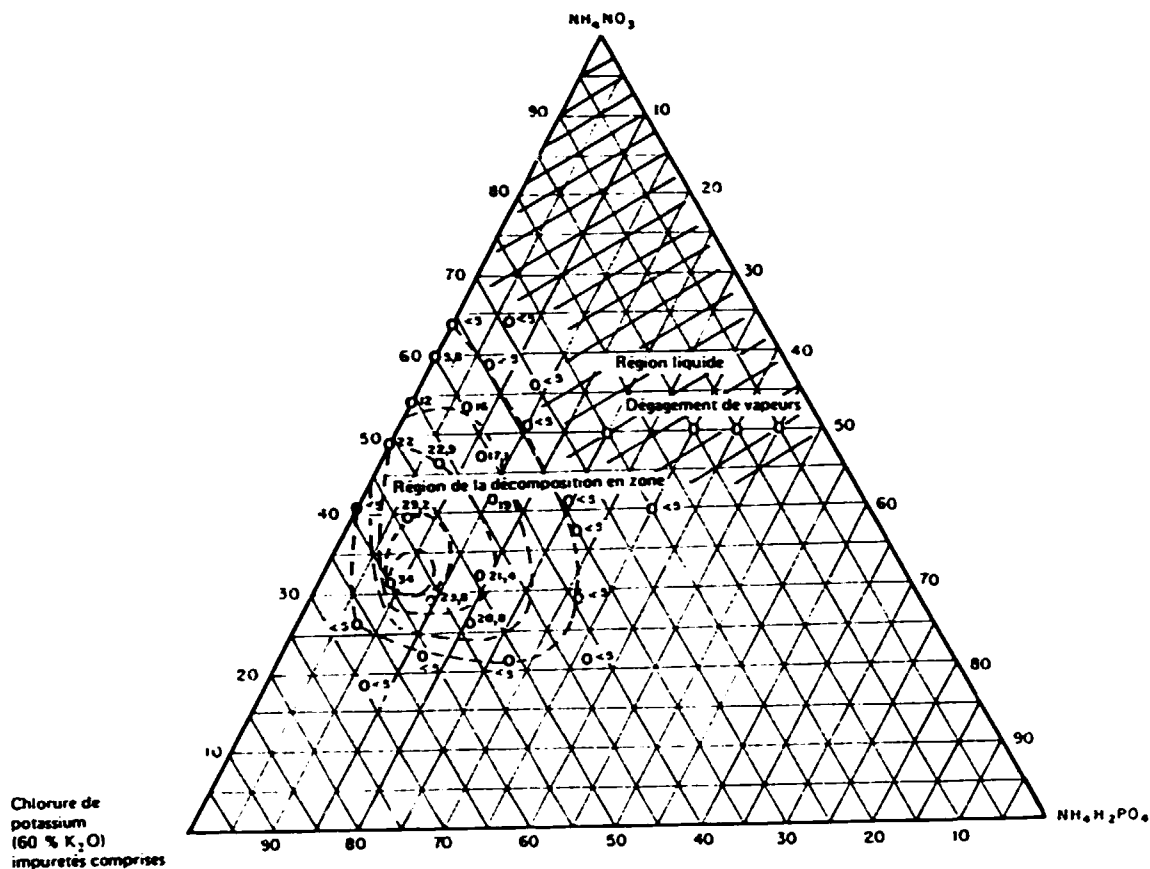
susceptibles de se décomposer. Il suffit de 4 % de KCl (environ 1,9 % Cl) pour que ce phénomène soit possible dans certains mélanges. La réaction est inhibée par le phosphate d'ammonium, c'est pourquoi de nombreux mélanges NPK contenant du nitrate d'ammonium et du chlorure de potassium ne présentent pas de danger. La figure 12, tirée de Perbal [33], indique la région des compositions où ce phénomène est possible dans le système $\text{NH}_4\text{NO}_3\text{-KCl-NH}_4\text{H}_2\text{PO}_4$.

La réaction peut être déclenchée par des événements accidentels tels que la chute d'une pièce de métal chaud au cours d'un soudage ou une ampoule électrique recouverte par l'engrais ou la surchauffe de la matière agglomérée sur les raclettes d'un sécheur. Une fois déclenchée, la décomposition se propage dans toute la masse à une vitesse d'ordinaire comprise entre 5 et 50 cm/h; la température dans cette zone est en général de 300 à 500 °C. La nature exacte de la réaction n'est pas complètement connue, mais elle provoque la destruction totale du nitrate d'ammonium et la transformation d'une partie du chlorure. Il se dégage des vapeurs nocives rouges, blanches, jaunes ou brunes contenant du chlorure d'ammonium, de l'acide chlorhydrique, du chlore, de l'oxyde nitrique et d'autres oxydes de l'azote, de l'azote et de l'eau; dans certains accidents, ces vapeurs ont causé des morts.

Comme la réaction n'exige pas d'oxygène autre que celui présent dans le nitrate d'ammonium on ne peut éteindre le feu en l'étouffant, mais seulement en l'inondant d'eau. Si l'on découvre à temps une région localisée de décomposition dans un silo ou dans un tas, on peut enlever la matière en décomposition, avec une pelle mécanique, par exemple, et éteindre le feu avec de l'eau, sauvegardant ainsi le reste.

Comme les engrais composés ont des formules très variables, il n'est pas toujours possible de prédire s'ils sont ou non susceptibles de décomposition propagée. La TVA a mis au point un essai simple: un sac de 23 kg de l'engrais à essayer est chauffé à une extrémité avec un chalumeau jusqu'à ce que la décomposition commence et provoque un abondant dégagement de vapeurs. Si la décomposition s'arrête quand on supprime la flamme, l'engrais est sans danger; si elle continue, on peut mesurer son taux de progrès par des thermocouples placés à intervalles de 10 cm.

Une méthode plus élaborée et plus précise est exposée dans un manuel intitulé *Méthodes d'épreuve retenues pour déterminer la stabilité thermique des engrais composés renfermant du nitrate d'ammonium*, publié en commun par l'ISMA et l'Association des producteurs européens d'azote (APEA), dont la première édition date de 1970. L'essai de décomposition en zone se fait dans un appareil

Figure 12. Région de décomposition dans le système $\text{NH}_4\text{NO}_3\text{-KCl-NH}_4\text{H}_2\text{PO}_4$.

consistant en une auge en treillis métallique solide de $15 \times 15 \times 50$ cm.

L'auge est remplie de l'engrais à essayer et une plaque d'acier placée à une extrémité est chauffée à une température comprise entre 400 et 800 °C, soit électriquement, soit par des brûleurs à gaz. On continue à chauffer jusqu'à ce que la décomposition de l'engrais près de la plaque soit bien établie, ou pendant une heure. On arrête ensuite le chauffage et l'on note l'emplacement du front de décomposition. Si la décomposition cesse de se propager presque immédiatement après l'arrêt du chauffage, elle n'est pas auto-entretenue; elle l'est si la zone de décomposition continue à se déplacer et traverse toute l'auge. Si on le désire, on peut déterminer la vitesse de progression. Il peut arriver que la décomposition continue pendant un certain temps après l'arrêt du chauffage, mais s'arrête avant d'atteindre la fin de l'auge; dans ce cas, le manuel suggère que la décomposition doit être considérée comme auto-entretenue si elle a franchi une distance de 15 cm.

L'ISMA et l'APEA déclinent toute responsabilité pour l'application pratique de l'essai, mais

certaines pays, surtout des pays scandinaves, interdisent l'emploi d'engrais où une décomposition auto-entretenue est possible et l'essai à l'auge exposé plus haut est une méthode acceptée pour les détecter.

Le manuel de l'ISMA/APEA contient aussi des méthodes d'essai pour déterminer le caractère explosif (trois méthodes), la décomposition homogène à température élevée, l'échauffement spontané des engrais et leur potentiel d'oxydation. Divers organismes ont établi des règlements sur le transport de marchandises dangereuses par fer, par eau, par air et par route.

Dans la plupart des pays, on considère en général le nitrate d'ammonium comme ne présentant aucun danger inacceptable si l'on prend les précautions voulues. Le nitrate d'ammonium, qualité pour engrais (voir définition ci-dessus), ne peut exploser sous le choc. On ne connaît aucun cas d'explosion dû seulement à la chaleur et à l'incendie. Il est arrivé plusieurs fois que des entrepôts et des bâtiments agricoles contenant du nitrate d'ammonium brûlent sans explosion. Dans un cas d'incendie d'un entrepôt, une petite quantité

de nitrate d'ammonium qui avait été contaminé par suite d'une fuite d'huile dans une pelle mécanique a explosé, mais le reste du nitrate n'a pas explosé. Certains pays peuvent interdire le nitrate d'ammonium non mélangé, parce qu'il est relativement facile de s'en servir pour fabriquer des explosifs.

On pose souvent la question : quel est le pourcentage maximal de nitrate d'ammonium dans un engrais qui n'entraîne pas de danger d'explosion ? Il n'y a pas de réponse simple à cette question : elle dépend des produits avec lesquels le nitrate d'ammonium est mélangé, de la quantité de matière carbonneuse éventuellement présente, de la quantité de détonateur employée et de plusieurs autres facteurs. Comme il a déjà été dit, le nitrate d'ammonium pur explose difficilement, mais cela peut arriver s'il est confiné et amorcé avec une quantité suffisante d'un explosif à grande puissance. Perbal a décrit des essais où des mélanges de nitrate d'ammonium avec divers autres engrais ont été enrobés de 0,4 % de fuel : la possibilité d'explosion des mélanges a ensuite été essayée par deux méthodes normalisées ; dans les deux cas, le détonateur était également normalisé (33). A la suite de ces essais et d'autres, le Gouvernement néerlandais a fixé les maximums suivants pour la quantité de nitrate d'ammonium présente dans les mélanges :

Matière mélangée avec le nitrate	Pourcentage maximal de nitrate
Craie	80
(NH ₄) ₂ SO ₄	40-45
(NH ₄) ₂ HPO ₄	65-70
CaHPO ₄	70
KCl	70
K ₂ SO ₄	70

Perbal conclut que les engrais composés peuvent en général être considérés comme sans danger de ce point de vue si leur teneur en nitrate d'ammonium ne dépasse pas 70 %, à moins que le mélange ne contienne un pourcentage élevé de sulfate d'ammonium ou d'une autre matière réductible ; dans ce cas, il faut procéder à un essai [32].

3. Méthodes de production

Il existe plusieurs procédés brevetés, utilisant diverses combinaisons de méthodes différentes de neutralisation, d'évaporation, de séchage et de finissage. Le nitrate d'ammonium solide est fabriqué sous forme prillée, cristallisée ou granulée, soit seul, soit en mélange avec d'autres matières. On produit aussi de grandes quantités de nitrate d'ammonium sous forme de solutions d'une concentration variant de 80 à 90 %, destinées à la fabrication d'engrais composés granulés. La solution chaude est envoyée aux installations de granulation par wagons-citernes ou camions-

citernes isolés, en particulier au Royaume-Uni. Cette solution sert aussi à préparer des solutions azotées contenant de l'ammoniac ou de l'urée, utilisées comme engrais liquides ou envoyées à des installations de granulation (voir chapitre X). Les principaux stades de la fabrication sont exposés ci-dessous.

Neutralisation

Lorsqu'il est facile d'obtenir la vapeur nécessaire pour faire fonctionner l'installation, soit comme sous-produit, soit à partir d'une autre source bon marché, il peut être préférable de travailler sous pression atmosphérique, car le coût en capital est relativement faible et le fonctionnement assez simple. On peut aussi obtenir la totalité ou la plus grande partie de la vapeur nécessaire pour préchauffer l'alimentation et pour concentrer la solution de nitrate d'ammonium en neutralisant de l'acide nitrique à plus de 50 % dans une unité sous pression (pour une concentration de 64 %, on peut obtenir à peu près une tonne de vapeur par tonne d'ammoniac neutralisé). Dans certaines usines, en particulier celles conçues pour obtenir un produit cristallisé, la neutralisation se fait sous vide dans un équipement analogue à celui utilisé pour le sulfate d'ammonium [35].

Dans le cas d'un fonctionnement sous pression, le neutraliseur fonctionne d'ordinaire sous 4 à 5 atm, à une température de 175 à 180 °C, la concentration de l'acide nitrique étant de 50 à 60 % ; dans certains cas, ce dernier peut être préchauffé par de la vapeur excédentaire. L'ammoniac arrive dans le neutraliseur sous forme gazeuse ; s'il est liquide, on le vaporise dans un échangeur de chaleur par de la vapeur ou de l'air. Dans ce dernier cas, l'air refroidi peut servir à refroidir le nitrate d'ammonium prillé ou granulé. Le neutraliseur peut fonctionner à un pH bas, compris entre 3 et 4, pour éviter les pertes d'ammoniac, de l'ammoniac supplémentaire étant ajouté ensuite pour amener le pH à 7. La concentration de la solution sortant du neutraliseur est en général de 80 à 87 %. On la concentre jusqu'à 94 à 98 % au moyen de la vapeur fournie par le neutraliseur. Dans de nombreuses usines, on emploie un évaporateur-concentrateur final pour amener la solution à 99,5 à 99,8 %.

Dans le travail sous pression atmosphérique, la température dans le neutraliseur est plus basse, environ 145 °C, et la vapeur obtenue est à une température et une pression plus faibles. La vapeur en excès peut servir à vaporiser l'ammoniac ou à faire évaporer la solution de nitrate d'ammonium dans un évaporateur sous vide. Suivant l'efficacité de l'utilisation, la chaleur de réaction, la concentration de l'acide nitrique et d'autres facteurs, les besoins nets en vapeur peuvent aller de 0 à

0,5 tonne par tonne de nitrate d'ammonium; dans certains cas, il peut y avoir un petit excédent de vapeur disponible pour d'autres usages.

4. Procédés de finissage

Dans le passé, on a employé divers procédés de finissage, tels que grainage, écaillage, granulation, cristallisation et prillage faible densité. Dans ce dernier procédé, on envoie à la tour de prillage une solution de nitrate d'ammonium à environ 95 %; le produit obtenu est séché et refroidi. Sous cette forme, le nitrate d'ammonium est quelque peu poreux et peut avoir une densité apparente de 1,29 contre 1,65 pour le nitrate d'ammonium obtenu par prillage haute densité. Certaines de ces méthodes sont encore en usage, en particulier pour le nitrate d'ammonium employé comme explosif. Dans ce cas, on préfère le nitrate d'ammonium sous forme prillée ou granulée, car, étant poreux, il absorbe l'huile.

La plupart des usines récentes fabriquant du nitrate d'ammonium destiné à servir d'engrais simple emploient le procédé par prillage haute densité, à partir d'une solution à 99 % ou plus. Cependant, tout récemment, il y a eu une tendance à utiliser davantage les procédés par granulation, également avec une solution à 99 %. Deux de ces procédés sont utilisés dans l'industrie : un procédé de granulation en bac mis au point par Norsk Hydro (Norvège) et un procédé de granulation par tambour-pulvérisateur ("Spherodizer"), mis au point aux Etats-Unis par C & I Girdler, une filiale de Bechtel Corp. Les avantages de la granulation sur le prillage sont : un choix plus étendu de la granulométrie, y compris la "qualité pour sylviculture" (4 à 10 mm), et moins de difficultés à collecter les vapeurs et la poussière de façon à satisfaire aux nouvelles normes strictes sur la lutte contre la pollution. Les procédés par granulation sont aussi applicables à l'urée; ils seront exposés plus en détail dans le chapitre IX. La figure 13 est un diagramme d'un procédé de prillage haute densité, y compris les stades de neutralisation et d'évaporation.

Lorsqu'on désire fabriquer du CAN, on a d'ordinaire le choix entre le prillage et la granulation. On se sert soit de granulateurs à tambour rotatif, soit de malaxeurs. La solution concentrée de nitrate d'ammonium est mélangée avec du calcaire calcitique ou dolomitique pulvérisé, de la chaux, de la marne ou du carbonate de calcium précipité (sous-produit de certains procédés de fabrication de nitrophosphates, voir chapitre XV). Le mélange doit se faire rapidement pour éviter les pertes d'ammoniac par la réaction :

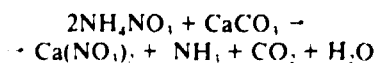
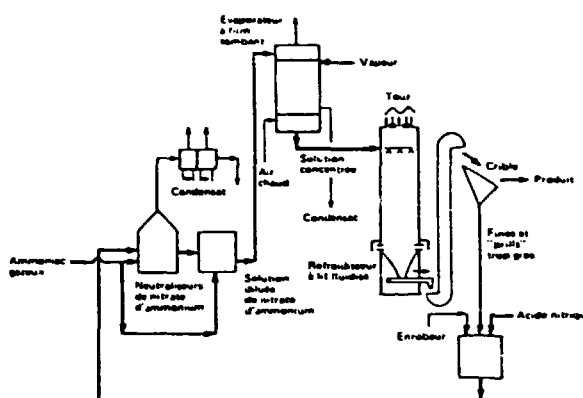


Figure 13. Procédé de prillage haute densité du nitrate d'ammonium (ICI)

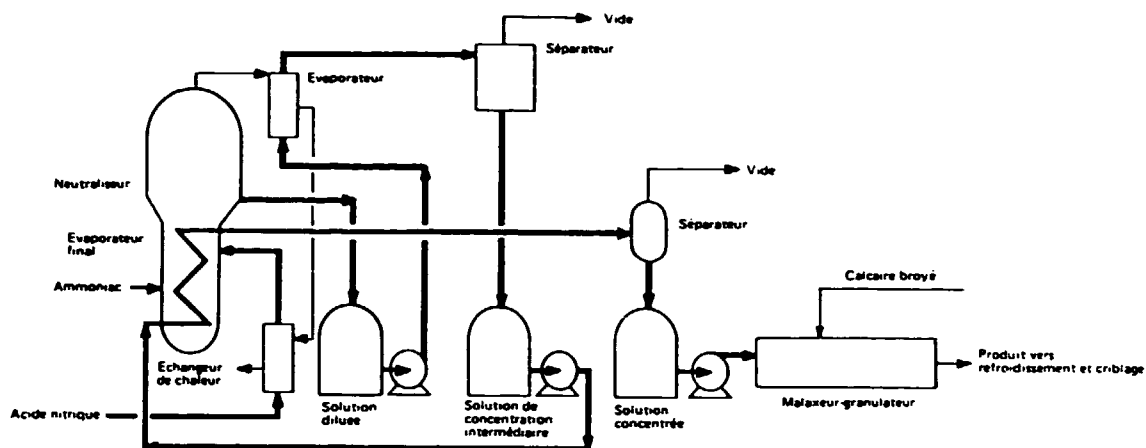


Pour certains procédés de granulation, on préfère un calcaire tendre ou crayeux. On a essayé, expérimentalement, de remplacer le calcaire par du gypse, ce qui a donné de bons résultats.

Pendant les premières années 60, la qualité courante de CAN contenait environ 21 % d'azote, ce qui correspond à 60 % de nitrate d'ammonium; dans la plupart des pays, ces chiffres ont été portés respectivement à 26 % et 74 %. Comme dans le cas du nitrate d'ammonium non mélangé, on a tendance à adopter des solutions plus concentrées de nitrate d'ammonium, pour éviter le séchage. Cependant, on peut choisir une concentration de 98 %, ou même moins, car la chaleur de cristallisation suffit à sécher le produit à un niveau acceptable. La figure 14 est un diagramme typique de processus de fabrication du CAN.

Le procédé pour fabriquer du nitrate de la Société belge de l'azote et des produits chimiques du Marly (SBA) est très utilisé en Europe pour fabriquer du CAN. Le granulateur employé est semblable à un malaxeur à deux arbres, sauf qu'il contient des raquettes hélicoïdales engrenant les unes dans les autres du côté de l'entrée, où la solution de nitrate d'ammonium est mélangée avec du calcaire pulvérisé et les fines recyclées. Le reste du malaxeur est muni des aubes ordinaires. La vitesse et la direction de la rotation sont choisies de façon à obtenir un effet de lit fluidisé; un courant d'air traversant le granulateur enlève la vapeur d'eau. Dans les granulateurs à tambour rotatif, la production de CAN granulé est très analogue à celle des engrais composés (voir chapitre XIX). Le produit est refroidi et criblé; les fines et les grains trop gros sont recyclés. Dans certaines usines, on emploie un refroidisseur à lit fluidisé. Une partie de la craie ou du calcaire broyé est parfois mise en réserve pour enrober le produit final afin d'améliorer ses propriétés physiques. Dans d'autres usines, on peut employer un enrobage à l'argile.

Figure 14. Procédé utilisant la neutralisation sous pression et l'addition de calcaire pour fabriquer du nitrate de calcium-ammonium (CAN) (d'après le procédé SBA)



Dans le prillage du CAN, la solution de nitrate d'ammonium est mélangée avec le calcaire broyé immédiatement avant prillage. Pour la pulvérisation du liquide, on préfère un seau perforé rotatif. Les tours, tant pour le CAN que pour le nitrate d'ammonium, ont habituellement 46 à 56 m de haut, bien qu'on emploie aussi des tours moins hautes. Pour le prillage haute densité avec une solution à 99,7 %, on peut adopter des tours de 15 à 30 m de haut. Le refroidissement peut se faire dans un refroidisseur rotatif ou dans un lit fluidisé, soit au bas de la tour de prillage, soit dans une unité distincte.

Le nitrate d'ammonium et le CAN prillés ou granulés sont souvent enduits par 2 à 3 % d'un produit pulvérulent tel que le kaolin, la terre d'infusoires ou la terre à foulon calcinée. D'ordinaire, le nitrate d'ammonium enrobé a une teneur en azote garantie de 33,5 à 34 %. Dans certains climats, on ne juge pas nécessaire un enduit destiné à empêcher la prise en masse, en particulier pour l'urée prillée stabilisée de haute densité, dont la teneur en humidité est très faible. Comme il a été dit plus haut, on a mis au point et utilisé des agents stabilisants pour empêcher le changement de forme cristalline à la température critique de 32 °C; ce sont le nitrate de magnésium (obtenu en dissolvant de la magnésie dans l'acide nitrique) et "Permalene", un mélange de sulfate d'ammonium et de sulfate diammonique.

Le nitrate d'ammonium peut être stocké en vrac, bien que, dans la plupart des pays, il soit désirable de disposer d'entrepôts où l'humidité est régulée. Dans la plupart des pays, le produit est distribué en sacs dont une couche au moins doit être imperméable à l'eau. Les sacs en film de plastique ou à revêtement intérieur de plastique conviennent s'ils sont bien conçus. Aux États-

Unis, il est courant d'expédier en vrac dans des wagons couverts munis de trémies dans le bas.

Fisons Limited (Royaume-Uni) a mis au point un procédé différent, appelé "Nitro-Top", où la solution de nitrate d'ammonium à 99,7 % est prillée dans un lit fluidisé de poussière; la figure 15 en donne un diagramme simplifié. Des serpentins et des plaques où circule de l'eau de refroidissement sont placés dans le lit de poussière pour maintenir sa température vers 50 °C. La poussière peut être de l'argile, du talc ou tout autre matériau d'une granulométrie inférieure à 50 microns; une partie adhère au nitrate d'ammonium prillé et forme un enduit qui améliore ses propriétés physiques. La quantité ainsi fixée dépend du matériau; en adoptant un mélange de montmorillonite et de talc, ou d'autres combinaisons, on obtient la proportion désirée d'environ 3 %. L'air de fluidisation traverse un cyclone et un filtre à poches avant d'être rejeté dans l'atmosphère; la poussière récupérée est renvoyée au lit. Le nitrate d'ammonium prillé qui sort du bas de la tour rencontre un courant d'air qui arrête la poussière. Le produit va ensuite à un dépoussiéreur final, puis à des cribles qui séparent les petites quantités de nitrate d'ammonium qui n'ont pas la granulométrie voulue.

Les avantages du procédé seraient :

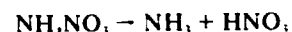
1. La granulométrie du produit est uniforme et peut être supérieure à celle obtenue par prillage à l'air, par exemple 99 % entre 2,4 et 4,0 mm (diamètre moyen 2,6 mm), ce qui, en Europe, est une taille usuelle pour les engrais granulés; le produit peut donc être appliqué par les mêmes machines sans aucun réglage, ou utilisé dans la production de mélanges en vrac.

2. La tour de prillage n'a que 7 m de haut contre une cinquantaine de mètres pour le prillage à l'air.
3. Les mêmes machines assurent à la fois le prillage, le refroidissement et l'enrobage.
4. il n'y a aucun problème de lutte contre la pollution.

5. Lutte contre la pollution

Comme pour toutes les opérations industrielles, les exigences de la lutte contre la pollution sont devenues, ces dernières années, plus sévères pour les usines de nitrate d'ammonium et de CAN, ce qui a posé un problème difficile dans le cas de prillage haute densité de nitrate d'ammonium à cause de l'important volume d'air rejeté par les tours de prillage et de la très grande finesse des particules qu'il contient. Le problème est plus difficile dans le cas de prillage haute densité parce que le nitrate fondu doit être à température élevée (environ 180 °C) pour éviter qu'il se solidifie et, à cette température, il existe une tension de vapeur appréciable de l'ammoniac

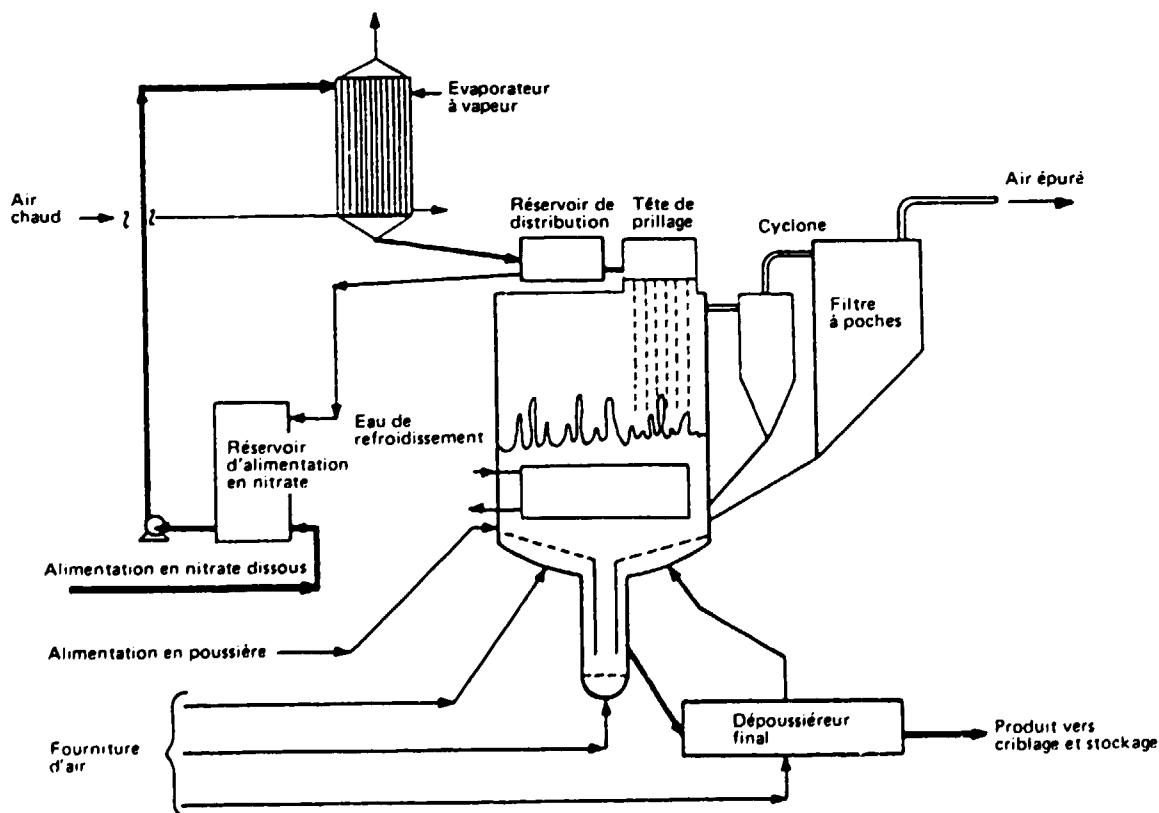
et de l'acide nitrique provenant de la dissociation du nitrate, conformément à l'équation :



Les produits de dissociation se recombinaient dans l'air plus froid pour former une brume bleue de particules de nitrate de moins d'un micron, qui sont donc difficiles à éliminer et qui forment une brume ou un brouillard très visible et très stable. La difficulté est bien moindre pour le prillage faible densité, parce que la solution de nitrate est à une température plus basse, et dans les procédés de granulation, parce que le volume d'air en contact avec la solution chaude est bien moindre.

On peut estimer que la quantité de nitrate d'ammonium contenu dans l'effluent d'une tour de prillage haute densité (poussière et brume) est environ 0,1 % seulement de la production totale. Récupérer cette quantité se justifie rarement sur le plan de la rentabilité, mais est souvent nécessaire pour protéger l'environnement. Une solution de ce problème difficile a été obtenue par la Co-Operative Farm Chemicals Association (CFCA) et est utilisée à ses usines de Lawrence (Kansas) et dans au moins 14 autres usines d'Amérique du Nord [36]. Le système d'épuration consiste en un

Figure 15. Procédé de prillage de nitrate d'ammonium dans un lit de poussière (Fisons)



carénage en forme de cloche, autour de la tête de pulvérisation au sommet de la tour de prillage, qui reçoit l'air chargé de brume de cette partie de la tour où la brume se forme par suite du contact de l'air avec la solution chaude de nitrate d'ammonium ou avec les gouttes de nitrate en cours de solidification. L'air traversant ce carénage ne constitue qu'environ 25 % du débit total traversant la tour; le reste est pratiquement exempt de poussière et de brume et est rejeté directement dans l'atmosphère, tandis que l'air provenant du carénage traverse un laveur et des éliminateurs de brouillard Brink à haut rendement. Les vapeurs provenant du neutraliseur et des évaporateurs sont traitées dans le même laveur. La solution sortant du laveur est recirculée pour accroître sa concentration, puis recyclée au stade de préparation de la solution de nitrate. L'ensemble coûterait environ 0.5 à 1.5 million de dollars pour une usine d'une capacité de 250 à 1 000 tonnes courtes par jour. On récupère ainsi, pour l'ensemble de ces sources (neutraliseur, évaporateur et tour de prillage), 3 à 7 kg de nitrate d'ammonium par tonne de produit, ce qui compense, et au-delà, les coûts d'exploitation (compte non tenu du coût en capital). Du point de vue de la lutte contre la pollution, ce procédé satisfait aux normes en vigueur: on a obtenu des émissions dans l'atmosphère inférieures à 0.5 kg/tonne de produit et une opacité de moins de 10 % [36].

F. Nitrate de sodium

1. Généralités

Avant qu'on ne dispose d'ammoniac synthétique et de ses dérivés, le nitrate de sodium naturel était, dans beaucoup de pays, la principale source d'acide nitrique et d'azote pour les engrais. La plus grande partie de ce nitrate venait du Chili, où il se trouve surtout dans un grand gisement de près de 800 km de long et de 15 à 50 km de large, dans la partie orientale des Andes chiliennes. La production de nitrate est encore une industrie importante au Chili et actuellement (1976), elle fournit environ 650 000 tonnes par an. De petits gisements existent dans d'autres régions, par exemple l'Afrique, l'Australie, le Mexique et l'Égypte. Auparavant, on fabriquait en Europe et aux États-Unis d'importantes quantités de nitrate de sodium synthétique, mais la production a diminué depuis la seconde guerre mondiale et on n'obtient plus aujourd'hui que des quantités insignifiantes, à partir de sous-produits.

2. Utilisations principales

On emploie depuis longtemps le nitrate de sodium comme engrais, appliqué en surface, pour

le coton, le tabac et certains légumes, mais, au cours du dernier siècle, on a eu tendance à l'utiliser de moins en moins comme engrais azoté simple. Par exemple, au Royaume-Uni, on consommait en 1899 environ 20 000 tonnes d'azote sous cette forme, tandis qu'aujourd'hui, il n'est pratiquement plus employé. Aux États-Unis, la consommation actuelle (1977) est d'environ 10 000 tonnes d'azote. Comme les autres nitrates, le nitrate de sodium est sujet au lessivage dans le sol, mais il a l'avantage d'avoir un cation métallique. Contrairement à l'ammoniac et à ses dérivés, y compris l'urée, le nitrate de sodium ne provoque pas de perte de cations dans le sol et n'entraîne pas une acidification insoupçonnée de celui-ci.

Les applications industrielles comprennent la conservation des viandes, le traitement thermique des métaux et l'utilisation comme fondant en céramique et en métallurgie.

3. Propriétés du nitrate de sodium

Ces propriétés figurent dans le tableau 6.

4. Méthodes de production

A partir de gisements naturels

Au Chili, le minerai de nitrate, appelé caliche, est d'une composition très variable: sa teneur en nitrate peut aller de 80 % à presque zéro, mais le minerai à haute teneur est aujourd'hui devenu très

TABLEAU 6. PROPRIÉTÉS DU NITRATE DE SODIUM PUR

Formule	NaNO ₂
Composition garantie (moyenne)	
Azote	16,48 %
Sodium	27,05 %
Aspect	Cristaux rhomboédriques blancs
Poids moléculaire	85,01
Point de fusion	308,3 °C
Densité à 20 /4 °C	2,257
Solubilité en g/100 g d'eau	
Température (en °C)	
0	73
10	96
30	176
100	180
Densité apparente	
granules	1 202 kg/m ³
poudre grossière	1 282 kg/m ³
poudre fine	1 363 kg/m ³
Humidités relatives critiques	
20 °C (68 °F)	74,7
30 °C (86 °F)	73,7

rare. Une composition courante pourrait être la suivante (en pourcentages) :

NaNO ₃	7-10
NaCl	4-10
Na ₂ SO ₄	10-30
Mg, Ca, K, Br, I	2-7
H ₂ O	1-2
Gangue	41-76

Ces composés sont présents sous forme de sels mixtes complexes tels que la darapskite (NaNO₃ · Na₂SO₄ · H₂O).

Les premières méthodes de travail étaient fondées sur le triage à la main du minerai de haute qualité contenant environ 13 % de nitrate de sodium, que l'on traitait par de l'eau dans des bacs ouverts à chauffage direct, jusqu'à saturation. La solution était ensuite envoyée par des conduites dans des bacs de décantation et refroidie pour obtenir des cristaux de nitrate de sodium qui étaient égouttés, séchés au soleil et exportés en sacs ou en vrac. Une version améliorée de cette méthode, appelée le procédé Shanks, couramment utilisée depuis environ 1890 pendant une cinquantaine d'années, est aujourd'hui pratiquement abandonnée. La plus grande partie de la production actuelle se fait par le procédé Guggenheim, qui permet de travailler de façon rentable des minerais contenant moins de 10 % de nitrate, ce qui a prolongé de plusieurs décennies la vie de l'industrie chilienne du nitrate.

Dans ce procédé, le caliche est extrait à ciel ouvert, au moyen de draguelines et de pelles mécaniques, et concassé de façon que 80 % environ aient une granulométrie comprise entre 0,95 et 1,9 cm. Le produit est ensuite lavé à l'eau, vers 40 °C, dans une série de bacs, ayant chacun une capacité d'environ 10 000 tonnes de minerai concassé. La solution sortant de chaque bac est chauffée avant de passer au suivant, car la chaleur de dissolution du nitrate de sodium est négative. Après extraction et lavage, on enlève le résidu des bacs au moyen de bennes preneuses et on le transporte jusqu'à un terril.

Les fines provenant des broyeurs sont transformées séparément en pâte et la gangue est éliminée par des filtres Moore. Les nitrates sont mélangés avec la solution provenant des bacs de lessivage et refroidis dans des tubes à double paroi pour précipiter le nitrate de sodium à l'état cristallin. Le refroidissement initial se fait par échange de chaleur avec la solution en traitement dans les bacs de lessivage, le refroidissement final par de l'ammoniac. La boue de nitrate de sodium est déshydratée et lavée dans des centrifugeuses travaillant en discontinu ce qui donne un produit cristallin d'une granulométrie d'environ 0,3 mm et contenant à peu près 3,5 % d'humidité libre.

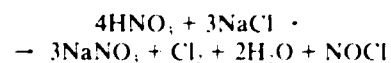
Lorsqu'on désire un produit du type grainé ou prillié, le sel obtenu par centrifugation est fondu vers 400 °C dans les fours à réverbère, séché par pulvérisation dans de grandes tours, refroidi par échange de chaleur avec la liqueur mère dans des tubes à double paroi et criblé pour donner des granules de 0,8 à 1,7 mm contenant environ 98 % de nitrate de sodium et 0,2 à 0,3 % d'humidité libre.

Les dérivés de l'iode présents dans le caliche s'accumulent dans la liqueur mère recyclée et sont réduits à l'état d'iode par un procédé distinct; on en obtient environ 2 000 tonnes par an. En outre, on a constaté que les sels insolubles dans les solutions de lessivage recyclées peuvent être extraits du caliche en le traitant par l'eau douce et récupérés par évaporation au soleil et cristallisation fractionnée, ce qui fournit des tonnages importants de nitrate de sodium et de potassium, ainsi que divers iodates, borates et sulfates. Ces sels peuvent être importants dans l'avenir pour l'industrie chilienne du nitrate.

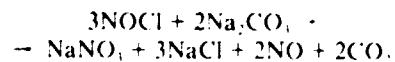
Nitrate de sodium synthétique

Au début du XX^e siècle, les Etats-Unis et les autres pays dépendaient du nitrate de sodium chilien, ce qui a conduit à mettre au point plusieurs procédés pour sa fabrication. Dans tous les cas, on obtient une solution de nitrate de sodium qui est concentrée, cristallisée et centrifugée. Parfois, le sel déshydraté et lavé est séché dans un sécheur rotatif avant criblage, stockage et ensachage; il peut aussi être fondu et grainé ou prillié.

Des quantités appréciables de nitrate de sodium ont été aussi fabriquées aux Etats-Unis par le procédé au sel dû à l'Allied Chemical Corporation. Dans cette méthode (qui, pense-t-on, n'est plus utilisée actuellement), l'acide nitrique réagit sur du chlorure de sodium pour donner du nitrate de sodium, du chlore, du chlorure de nitrosyle et de l'eau :



On peut faire digérer à nouveau les sels produits et utiliser l'oxyde nitrique pour fabriquer une nouvelle quantité de nitrate de sodium (ou de l'acide nitrique). On peut aussi oxyder le chlorure de nitrosyle pour avoir du tétraoxyde d'azote et du chlore :



D'autres méthodes sont utilisées pour fabriquer de petites quantités de nitrate de sodium (quelquefois comme sous-produit), telles que la réaction de l'acide nitrique sur le carbonate de sodium anhydre ou la soude caustique, et l'échange

d'ions entre le nitrate de calcium et une zéolite au sodium. On a proposé ou essayé à petite échelle plusieurs réactions de double décomposition entre divers nitrates et sels alcalins, par exemple le nitrate d'ammonium et la soude caustique ou le chlorure de sodium.

5. Stockage

Le nitrate de sodium peut être stocké et expédié en vrac quand l'humidité est faible, mais il faut le placer dans des sacs résistant à l'humidité s'il est destiné à des régions à climat humide ou tropical. Dans certains pays, on la considère comme une cause possible d'incendie et certaines précautions spéciales, concernant notamment l'étiquetage et l'assurance, peuvent être nécessaires, comme pour les nitrates d'ammonium et de potassium. Si on laisse sécher des sacs ou du bois imprégnés de nitrate de sodium, ils peuvent s'enflammer rapidement s'ils sont exposés à des températures élevées; il faut les détruire, ou les laver à fond et les ignifuger.

G. Nitrate de potassium

La production, les propriétés et les utilisations du nitrate de potassium sont étudiées dans le chapitre XVIII (engrais potassiques).

H. Nitrate de calcium

1. Généralités

Bien qu'il existe des méthodes simples pour fabriquer le nitrate de calcium, son utilisation comme engrais est freinée par son extrême hygroscopicité, même dans des climats moyennement humides. Il est possible que la récente mise sur le marché de sacs imperméables en matière plastique puisse réduire cet inconvénient. En tant qu'engrais, le nitrate de calcium a un avantage particulier dans le cas des sols salés, car le calcium déplace le sodium absorbé par l'argile du sol; c'est pourquoi on peut le préférer pour des régions où la salinité du sol pose des problèmes, telles que certaines parties de l'Égypte et de la Californie. Il a aussi l'avantage d'être non acidifiant. Parmi les autres applications, on peut citer la fabrication des explosifs, la pyrotechnie et les opérations de chimie inorganique.

2. Propriétés du nitrate de calcium

Ces propriétés sont reprises dans le tableau 7.

TABLEAU 7. PROPRIÉTÉS DU NITRATE DE CALCIUM

Formule	Ca(NO ₃) ₂
Aspect	cristaux blancs
Poids moléculaire	164,10
Point de fusion	555,7 °C
Densité, 20-4 °C	2,36 (anhydre)
Solubilité, en g/100 g d'eau	
Températures en °C	
0	102
100	364
Composition approximative (qualité pour engrais)	
Azote	15,5 %
Calcium	36,0 %
Humidités relatives critiques	
20 °C	54,8
30 °C	46,5

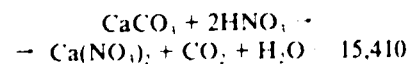
3. Méthodes de production

La plus grande partie du nitrate de calcium provient d'Europe, où il est fabriqué principalement par deux méthodes: dans l'une, on emploie une réaction directe de l'acide nitrique sur le carbonate de calcium, dans l'autre, le nitrate formé comme sous-produit dans certaines méthodes de fabrication de nitrophosphates est séparé par cristallisation suivie d'une filtration ou d'une centrifugation.

Procédé direct

Dans ce procédé, du calcaire concassé réagit avec de l'acide nitrique à 50 % dans des tours revêtues intérieurement de briques résistant à l'acide; l'acide en excès est neutralisé par de la chaux. La solution obtenue, qui contient environ 40 % de nitrate de calcium, est clarifiée dans des bacs de décantation et amenée à une concentration de 87 % dans un évaporateur sous vide. On ajoute ensuite environ 5 % de nitrate d'ammonium pour faciliter la granulation et pour porter la teneur en azote à 15,5 %, avant séchage par pulvérisation dans une tour de prillage. Le produit obtenu est refroidi, criblé et ensaché dans des sacs imperméables.

La réaction ci-dessus, qui est exothermique, est représentée par la formule :



Nitrate de calcium sous-produit de la production de nitrophosphates

Ce mode de production du nitrate de calcium est traité dans le chapitre XV.

Les procédés utilisés peuvent se diviser en deux catégories : ceux où le nitrate de calcium est séparé de la solution de nitrophosphates et ceux où il est transformé en composés moins hygro-

scopiques, tels que le nitrate d'ammonium, sans que l'on effectue une séparation [10].

La plupart des procédés de la première catégorie sont des variantes de la méthode norvégienne originelle "Odda", où une partie de phosphate naturel broyé digère avec environ 1,5 partie d'acide nitrique à 55 à 70 °C, dans un système continu. Le liquide obtenu est ensuite refroidi par de la saumure dans des échangeurs de chaleur pour précipiter le nitrate de calcium à l'état de tétrahydrate, qui est séparé et lavé au moyen de centrifugeuses ou de filtres rotatifs sous vide. Les cristaux sont fondus à 42 °C, clarifiés, neutralisés au gaz ammoniac, prillés, refroidis et ensachés. Dans certains cas, on ajoute du nitrate d'ammonium avant cristallisation, pour obtenir le sel double $5\text{Ca}(\text{NO}_3)_2 \cdot \text{NH}_4\text{NO}_3 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$.

On a mis au point aux Pays-Bas un procédé spécial de prillage, qui est utilisé dans ce pays et dans d'autres. Il consiste à priller le produit non plus dans l'air, mais dans un bain d'huile. Comme l'huile contient environ 10 % de paraffine qui forme un enduit sur les particules de nitrate, l'absorption d'humidité est moins rapide [37]. On sépare le nitrate de l'huile par décantation et centrifugation, puis on le stocke en vrac pendant quelques semaines; pendant ce temps, l'huile

restant à la surface des particules est absorbée par celles-ci et l'enduit de paraffine reste à la surface. La teneur en huile est d'ordinaire de 1 %. Le décahydrate $5\text{Ca}(\text{NO}_3)_2 \cdot \text{NH}_4\text{NO}_3 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$ absorbe rapidement l'eau quand l'humidité relative dépasse 50 %, ce qui provoque sa déliquescence, tandis que le sel anhydre $\text{Ca}(\text{NO}_3)_2$, quoique plus hygroscopique, absorbe environ 40 % de son poids d'eau avant que la liquéfaction ne commence. Les deux produits sont rapidement ensachés dans des sacs imperméables pour réduire les problèmes de stockage et de manutention pendant l'expédition.

4. Stockage

Sauf dans des climats très secs, la déliquescence est probable et le recours à des sacs imperméables est d'ordinaire indispensable. Comme pour les autres nitrates utilisés comme engrais, il faut éviter qu'une matière organique s'imprègne de nitrate de calcium, afin de réduire le danger de conflagration si une source de chaleur se trouve à proximité. Pour cette raison, des règlements spéciaux peuvent être en vigueur dans certains pays pour le stockage et le transport.

Références

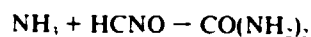
- Hignett, T. P. 1974. "Recent Developments in Fertilizer Production Technology and Economics with Special Reference to Ammonia and Compound Fertilizers", ASPAC Extension Bulletin 40.
- Buckley, H. E. 1951. *Crystal Growth*, John Wiley and Sons, Inc., New York, New York.
- Keating, K. B. 1964. *Mechanisms of Crystal Growth*, Chemical Engineering Progress Symposium Series 60, No. 48, American Institute of Chemical Engineers, New York, New York.
- Rumford, F. and J. Bain. 1959. "Controlled Crystallization of Sodium Chloride", *Fluid Handling*, (117):284-286.
- Palermo, J. A. and G. F. Bennett. 1964. "Crystallization", *Industrial and Engineering Chemistry*, 56(10):38.
- Ettle, G. W. 1949. "Some Aspects of Ammonium Sulfate Production", *Proceedings of the Fertiliser Society* (London), No. 5.
- Svanoe, H. 1940. "Krystal Classifying Crystallizer", *Industrial and Engineering Chemistry*, 32(5):636.
- Bennett, R. C. 1962. "Product Size Distribution in Commercial Crystallizers", *Chemical Engineering Progress*, 58(9):76-80.
- Koptev, G. P. and M. M. Sorokin. 1963. "Improvements in Saturation Design", *Coke and Chemistry*, 10:33-35.
- Pratt, C. J. 1964. "Ammoniated Phosphate Type Fertilizers", "Ammonium Sulfate, Nitrate, and Chloride Fertilizers", in *Fertilizer Nitrogen*, Vincent Sauchelli, Ed., p. 196-200, 222, 232-236, Reinhold Publishing Corp., New York, New York.
- Gopinath, N. D. 1968. "II-C. In Production of Ammonium Sulfate", in *Phosphoric Acid*, A. V. Slack, Ed., p. 541-566, Marcel Dekker, Inc., New York, New York.
- Rao, D. G. 1977. "Technoeconomic Evaluation of Alternate Uses of Byproduct Gypsum", FAI-IFDC Fertilizer Seminar Proceedings.
- Hardy, W. L. 1957. "Sulfur from Gypsum not Feasible in United States, but may be Abroad", *Industrial and Engineering Chemistry*, 49(2):57a.
- Georges K. C. et N. D. Gopinath. 1963. "Fabrication du sulfate d'ammonium". Document présenté à la Conférence sur le développement de l'industrie des engrais en Asie et en Extrême-Orient, Commission économique des Nations Unies pour l'Asie et l'Extrême-Orient, 18 novembre-2 décembre, Bombay (Inde).

15. "Leaving the Byproduct Ammonium Sulfate out of Caprolactam Manufacture". 1977. *Nitrogen*. 108:33-36.
16. "New Developments in Fertilizer Technology". 1976. TVA Bulletin Y-107. Tennessee Valley Authority, Muscle Shoals, Alabama.
17. "Ammonium Chloride: A Minority Product, but Important in Asia". 1978. *Nitrogen*. 111:31-32.
18. *Consommation des engrais*. Campagne 1977. Rapport du Comité économique de l'ISMA.
19. ONUDI, 1969. Le procédé combiné de fabrication du chlorure d'ammonium et du carbonate de sodium au Japon. Série "Industrie des engrais", monographie n° 4.
20. "Ammonium Chloride for More Crops". 1977. *Japan Chemical Week*. 18(7):875.
21. Ando, J., J. P. Smith, M. R. Siegel and J. E. Jordan. 1965. "Quantitative Analysis of Mixed Fertilizers by X-ray Diffraction". *Journal of Agricultural and Food Chemistry*, 13:186-195.
22. Partington, J. R. 1931. *Textbook of Inorganic Chemistry*. Macmillan, London.
23. Hunt, L. B. *Ammonia Oxidation Process*. Johnson Mathey, London.
24. Harvin, R. L., D. G. Leray and L. R. Roudier. 1978. "Single or Dual Pressure Nitric Acid—An Objective Comparison", presented at 71st Annual Meeting of American Institute of Chemical Engineers, November 12-16, Miami Beach, Florida.
25. Honti, G. D. 1976. *The Nitrogen Industry*. Akademiai Kiado, Budapest, Hungary.
26. Rankin, J. D. 1978. "Catalysts in Ammonia Production", *Proceedings of the Fertiliser Society* (London), No. 169.
27. Honti, G. D. 1976. *The Nitrogen Industry*, p. 409-413, Akademiai Kiado, Budapest, Hungary.
28. Mukherjee, S. K., K. T. Bhandani and Y. R. Joharpunkar. 1963. "Influence of Operating Pressure on Nitric Acid Production Costs". Paper prepared for the Conference on the Development of the Fertilizer Industry in Asia and the Far East, United Nations Economic Commission for Asia and the Far East, November 18-December 2.
29. Graham, H. J., V. E. Lyons and H. L. Faucett. 1964. "Concentrated Nitric Acid", *Chemical Engineering Progress* (New York), 60(7):77-84.
30. "Urea as a Pollution Control Agent". 1975. *Nitrogen*, 93:32-36.
31. Drake, G. 1963. "Processes for the Manufacture of Nitric Acid". *Proceedings of the Fertiliser Society* (London), No. 78.
32. Sharp, J. C. 1960. "Conversion of Ammonia to Fertilizer Materials", in *Chemistry and Technology of Fertilizers*, p. 17-23, 35, Vincent Sauchelli, Ed., Reinhold Publishing Corp., New York; Chapman & Hall, London.
33. Perbal, G. 1971. "The Thermal Stability of Fertilizers Containing Ammonium Nitrate", *Proceedings of the Fertiliser Society* (London), No. 124.
34. Houston, E. C., T. P. Hignett and R. E. Dunn. 1951. "Compound Fertilizers from Rock Phosphate, Nitric and Phosphoric Acids and Ammonia". *Industrial and Engineering Chemistry*, 43(10):2413-2418.
35. Saeman, W. C., et al. 1952. "Production of Ammonium Nitrate by Continuous Vacuum Crystallization", *Industrial and Engineering Chemistry*, 44(8):1912-1915.
36. "The Control of Fume from Ammonium Nitrate Prilling Towers". 1977. *Nitrogen*, 107:34-39.
37. Van den Berg, P. J. and G. Hallie. 1960. "New Developments in Granulation Techniques", *Proceedings of the Fertiliser Society* (London), No. 59.

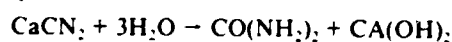
IX. Urée

A. Introduction

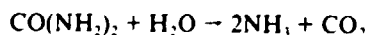
L'urée a été identifiée en 1773, en la séparant de l'urine par cristallisation. Elle a été obtenue par synthèse pour la première fois en 1828 par Wohler, à partir de l'ammoniac et de l'acide cyanique [1].



Cette préparation a fait époque en science : l'urée était le premier composé organique obtenu par synthèse à partir de substances inorganiques. Jusqu'alors, on avait cru que les composés organiques ne pouvaient être produits que par des organismes vivants. La méthode actuelle de synthèse de l'urée à partir de l'ammoniac et du dioxyde de carbone est connue en principe depuis 1868, mais son application industrielle n'a commencé qu'en 1922 en Allemagne, en 1932 aux Etats-Unis, en 1935 en Angleterre. Cependant, il y a eu, à partir de 1920, une certaine production au Canada (par DuPont), à partir de la cyanamide calcique :



L'utilisation de l'urée comme engrais s'est développée d'abord assez lentement, en partie parce que les procédés d'alors étaient incommodes et coûteux, en partie à cause de certains doutes sur son utilité du point de vue agronomique. Les Européens ont considéré l'urée comme un engrais à action lente, puisqu'elle devait subir deux transformations dans le sol avant d'être utilisable, tout au moins pour la plupart des plantes [1]. La première transformation est une hydrolyse :



La seconde est la nitrification : l'ammoniac est oxydé dans le sol par des micro-organismes qui le transforment d'abord en nitrite, puis en nitrate. Ces réactions sont rapides dans des sols chauds et humides, mais très lentes dans les sols froids caractéristiques des climats tempérés (Europe du Nord) au printemps.

Dans certaines conditions, l'urée peut être toxique et l'on a souvent constaté de graves dégâts aux récoltes, en particulier lorsque l'urée était au voisinage des graines. Le plus souvent, on avait adopté les semoirs-distributeur, courants dans certains pays d'Europe, qui distribuent en même temps l'engrais et les semences. La toxicité peut

être due à des concentrations localement élevées d'ammoniac pendant l'hydrolyse, ou à l'accumulation de nitrite pendant la nitrification. Une troisième cause possible est la présence d'un excès de biuret, une impureté de l'urée.

En dehors de la toxicité, les résultats du point de vue agronomique peuvent être mauvais par suite de perte d'ammoniac dans l'atmosphère quand l'urée est appliquée en surface sur le sol ou sur les plantes en voie de croissance. Cette perte est causée par la formation d'ammoniac par hydrolyse dans des conditions telles qu'une partie s'échappe dans l'atmosphère au lieu d'être absorbée par le sol. Une utilisation importante des engrais azotés simples, au Royaume-Uni et dans de nombreux pays d'Europe, est l'application en couverture pour les céréales et l'herbe. Des études faites en Angleterre et aux Pays-Bas ont montré qu'en moyenne l'urée n'a que 80 à 85 % de l'efficacité du nitrate d'ammonium pour cet usage.

Pour les raisons ci-dessus, l'urée a été peu employée dans la plupart des pays d'Europe et on l'utilise encore peu dans le nord de l'Europe comme engrais azoté simple. Cependant, des études récentes ont montré que l'urée est aussi efficace que le nitrate d'ammonium si elle est incorporée au sol au plus tard au moment du semis ou de la plantation.

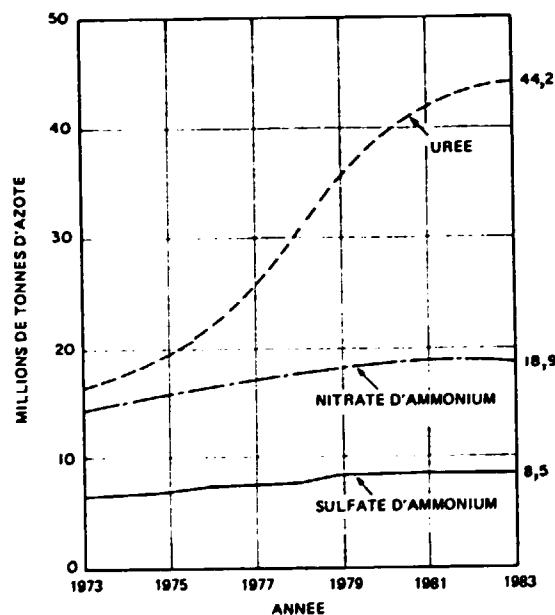
Aux Etats-Unis, l'opinion générale des agronomes est que l'urée est aussi bonne qu'aucun autre engrais azoté "si elle est bien employée", mais elle n'est pas recommandée dans certains cas tels que l'application en surface sur les prairies dans les régions à climat humide ou le contact ou la proximité des semences.

L'urée est satisfaisante, d'une façon générale, pour le riz et préférable au nitrate pour le riz aquatique, puisque les nitrates sont réduits à l'état de N_2O ou d'azote dans la zone anaérobie de la rizière et se perdent ensuite dans l'atmosphère. De plus, le riz, contrairement à la plupart des autres plantes, peut utiliser efficacement l'azote ammoniacal. Dans les zones tropicales, subtropicales et tempérées chaudes, l'hydrolyse et la nitrification (en aérobie dans le sol) se font rapidement. Pour ces raisons, et à cause de sa concentration élevée et de son faible coût de production, l'urée est devenue l'engrais azoté le plus employé en Asie et dans de nombreux pays d'autres continents. Un excellent exposé des effets de l'urée sur le plan

agronomique a été présenté par Tomlinson qui conclut que l'urée peut être utilisée efficacement, mais que cette utilisation exige un niveau de connaissances plus élevé que pour les sels inorganiques simples [2].

On a estimé que l'urée constituera à peu près 85 % de la capacité d'engrais azotés de l'Asie en 1980 [3]. Dans l'ensemble du monde, l'urée est aujourd'hui l'engrais azoté solide le plus employé et son utilisation se développe plus vite que celle des autres produits. La figure 1 montre les tendances présentes et les tendances futures prévues de la capacité mondiale en urée, nitrate d'ammonium et sulfate d'ammonium. Il est évident que cette capacité augmente bien plus vite pour l'urée que pour les deux autres engrais. Toutefois, les chiffres sur la capacité concernant le nitrate d'ammonium ne comprennent pas une quantité appréciable produite directement dans des engrais composés tels que les nitrates-phosphates d'ammonium et les nitrophosphates; il en est de même, à une échelle moindre, pour le sulfate d'ammonium.

Figure 1. Tendances de la capacité mondiale en engrais azotés



Source: TVA Unpublished Fertilizer Statistics, mai 1978.

L'urée sert aussi d'aliment complémentaire pour le bétail; elle peut fournir une partie des protéines nécessaires. Elle a aussi de nombreuses utilisations industrielles, notamment la fabrication de matières plastiques.

1. Propriétés

Nous indiquons ci-dessous quelques propriétés de l'urée qui sont intéressantes pour son emploi comme engrais.

Propriétés de l'urée pure

Poids moléculaire	60,06
Teneur en azote, en %	46,6
Couleur	Blanche
Poids spécifique	1,335
Point de fusion, en °C	132,7
Solubilité, en g/100 g eau aux températures	
0 °C	66,7
20 °C	108,0
40 °C	167,0
60 °C	251,0
80 °C	400,0
100 °C	733,0
Humidités relatives critiques	
20 °C	81 %
35 °C	73 %
Chaleur spécifique à 20 °C	0,320
Chaleur de dissolution (endothermique) dans l'eau, en cal/g	-57,8

Il faut tenir compte, pour le calcul de l'espace nécessaire au stockage, de la densité relativement faible de l'urée par rapport à celle des autres engrais. Par exemple, cet espace est à peu près le même, à quantité d'azote égale, pour l'urée que pour le nitrate d'ammonium, puisque le dosage plus élevé de l'urée est compensé par sa densité plus faible. L'urée est moins hygroscopique que le nitrate d'ammonium, mais plus que le sulfate; sous certains climats, il faut la protéger de l'atmosphère humide.

L'urée forme des composés d'addition avec de nombreux corps; quelques-uns de ceux fréquemment rencontrés dans les engrais sont le sulfate de calcium, le phosphate monocalcique et le chlorure d'ammonium. Dans certains cas, la formation de ces composés d'addition peut provoquer une forte agglomération. L'urée réagit aussi avec les acides phosphorique et nitrique pour former le phosphate et le nitrate d'urée, qui sont des composés cristallins. On a proposé d'utiliser ces sels comme engrais, ou comme composés intermédiaires dans la fabrication d'engrais, et des études sont en cours dans plusieurs pays, mais, jusqu'ici, aucune utilisation commerciale n'est connue.

Formation de biuret

Le biuret ($\text{NH}_2\text{-CO-NH-CO-NH}_2$) se forme pendant la synthèse de l'urée et pendant le traitement des solutions d'urée qui suit la synthèse; dans le premier cas, on peut l'empêcher par un excédent d'ammoniac. Le biuret se forme rapidement quand l'urée fond à la température habituellement adoptée (environ 140 °C) pour le prillage ou pour la granulation, moins vite à des températures plus basses dans les solutions chaudes. Dans la plupart des procédés, on réduit la formation du biuret en diminuant la durée de séjour de la solution chaude ou de l'urée fondue pendant l'évaporation d'une part, le prillage ou la granulation d'autre part.

On peut obtenir de l'urée contenant très peu de biuret (moins de 0,25 %) en faisant cristalliser sous vide une solution d'urée; la température est plus faible et le biuret ne cristallise pas avec l'urée. On élimine le biuret qui s'accumule dans la liqueur mère en soutirant une partie de celle-ci qui est renvoyée à l'unité de synthèse où le biuret se retransforme en urée.

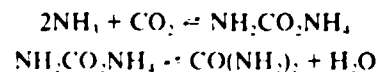
Une solution d'urée cristallisée peut servir pour l'application sur les feuilles; on peut aussi faire fondre l'urée et la priller ou la granuler. Une certaine quantité de biuret se forme pendant la fusion, mais on peut obtenir par prillage un produit contenant au plus 0,3 % de biuret, tandis qu'avec la méthode habituelle d'évaporation et de prillage ce taux atteint couramment 1 %. Les constructeurs d'installations garantissent en général moins de 1 % de biuret, mais, à cause des fluctuations du fonctionnement, une teneur comprise entre 0,8 et 2,0 % est fréquente.

Pour la plupart des utilisations de l'urée comme engrais, une teneur en biuret ne dépassant pas 2 % est sans inconvénient; le biuret se décompose dans le sol et l'azote qu'il contient est absorbable par les plantes [4]. Cependant, si l'urée est placée au contact des semences ou à leur voisinage, des dégâts sont possibles. Cette façon de faire peut provoquer des dommages même avec de l'urée pure (ou un autre engrais concentré), mais la toxicité est plus forte si la teneur en biuret est élevée (plus de 1 %).

Le biuret est toxique pour les agrumes et certaines autres plantes lorsqu'on l'applique par pulvérisation sur les feuilles; pour cet usage, on préfère, dans le cas des agrumes, une urée contenant moins de 0,25 % de biuret. Pour les autres plantes, la sensibilité au biuret pulvérisé sur les feuilles varie beaucoup; dans le cas du maïs et du soja, on a considéré comme acceptables des solutions d'urée en contenant 1,5 % [5].

B. Procédés de production

Toute la production industrielle de l'urée se fait à partir de l'ammoniac et du dioxyde de carbone, celui-ci étant un sous-produit de la fabrication de l'ammoniac. La réaction se fait en deux stades: formation, puis deshydratation du carbamate d'ammonium:



La première réaction est fortement exothermique (37,7 kcal/molécule-gramme), tandis que la seconde est moyennement endothermique (-7,7 kcal/molécule-gramme). La première réaction est lente à la pression atmosphérique, mais pratiquement instantanée aux pressions élevées

utilisées dans l'industrie [1]. La seconde est incomplète; elle s'approche de l'équilibre à une vitesse qui dépend de la température et de la pression. Nous donnons ci-dessous un résumé des effets des principaux paramètres.

1. Paramètres du fonctionnement

Température

Le taux de transformation de carbamate d'ammonium en urée, en l'absence d'un excès d'ammoniac, augmente avec la température pour atteindre un maximum d'environ 50 % à 170 à 190 °C quand la pression est suffisante pour maintenir les réactifs à l'état liquide. La rapidité de la réaction augmente avec la température; elle est lente à 150 °C et au-dessous (si le rapport NH_3/CO_2 est stoechiométrique) et très rapide à 210 °C. On peut obtenir une approche satisfaisante de l'équilibre entre 180 et 200 °C en 0,3 à 1,0 heure, ou à des températures plus basses avec un excès d'ammoniac. Les problèmes de corrosion s'aggravent avec la température et on admet généralement que l'intervalle 180 à 210 °C est optimal pour la plupart des procédés.

Pression

A température constante, la transformation augmente avec la pression jusqu'au point critique, qui est le point où la phase vapeur est pratiquement éliminée et les réactifs sont à l'état liquide. Il n'y a aucun intérêt à augmenter davantage la pression. La température critique est une fonction complexe de la température et de la composition du réacteur. Par exemple, à 150 °C, une pression d'environ 100 atm pourrait être voisine de l'optimum pour un rapport NH_3/CO_2 stoechiométrique mais, à cette température, la réaction est beaucoup trop lente. A la température jugée préférable de 180 à 210 °C, on emploie couramment des pressions de 140 à 250 atm.

Rapport moléculaire NO_3/CO_2

Un excès d'ammoniac par rapport au rapport stoechiométrique de 22 accélère la réaction. La proportion de CO_2 transformée en urée augmente mais, bien entendu, le pourcentage d'ammoniac transformé diminue. Comme il est plus facile de recycler l'excès d'ammoniac (par rapport au CO_2 qui est transformé en carbamate), on emploie dans la plupart des procédés un excès d'ammoniac d'au moins 50 %, c'est-à-dire un rapport moléculaire de 3/1 ou plus.

Autres facteurs

La présence d'eau réduit la transformation; la plupart des procédés sont donc conçus de façon à

abaisser la quantité d'eau recyclée dans le réacteur. La présence de petites quantités d'oxygène (air) diminue la corrosion et ce moyen est utilisé dans de nombreux procédés.

Conditions optimales

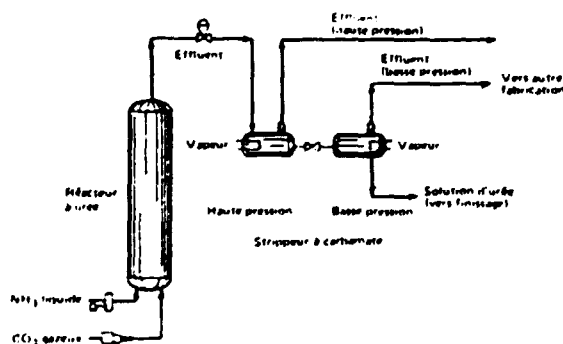
En général, il n'est pas rentable de porter à sa valeur maximale le pourcentage de transformation dans le réacteur, car cela exigerait une durée de séjour excessive. On cherche donc à obtenir une quantité maximale d'urée par unité de temps, compte dûment tenu du coût du recyclage du CO_2 et de l'ammoniac qui n'ont pas réagi ainsi que du coût d'un accroissement de la taille du réacteur et des difficultés de corrosion, qui augmentent avec la température. Des conditions courantes sont : température 180 à 210 °C, pression, 140 à 250 atm; rapport moléculaire NH_3/CO_2 , 3/1 à 4/1; durée de séjour, 20 à 30 minutes.

2. Procédés sans recyclage et à recyclage partiel

La plupart des usines récentes utilisent des procédés à recyclage total, mais des procédés sans recyclage ou à recyclage partiel ont été très employés dans certains pays et peuvent encore être préférés dans certains cas.

La méthode sans recyclage est la plus simple et la moins coûteuse, tant en capital qu'en coûts d'exploitation. La figure 2 est un diagramme d'acheminement typique (section de synthèse seulement). L'ammoniac liquide et le dioxyde de carbone gazeux sont pompés dans le réacteur sous pression d'environ 200 atm; la température est maintenue vers 185 °C en régulant l'excès d'ammoniac, qui doit être d'environ 100 %. Environ 35 % de l'ammoniac total sont transformés en urée, ainsi que 75 % du dioxyde de carbone. La solution sortant du réacteur contient quelque 80 % d'urée après élimination du carbamate. L'ammoniac et le dioxyde de carbone qui n'ont pas réagi sont extraits sous pression moyenne en chauffant à la vapeur la solution effluente dans les strippeurs à carbamate.

Figure 2. Exemple de procédé de fabrication de l'urée sans recyclage



Ce procédé est le plus simple de tous, mais c'est le moins souple et on ne peut l'employer que s'il existe un moyen d'utiliser la grande quantité d'ammoniac en excès. Il est donc lié à la co-production d'un autre composé, par exemple le sulfate, le nitrate ou le phosphate d'ammonium ou l'acide nitrique. En particulier, il peut servir à la production d'une solution d'urée et de nitrate d'ammonium; l'ammoniac en excès sert à fabriquer la solution de nitrate d'ammonium qui est ensuite mélangée à la solution d'urée. Même dans ce cas, la plupart des usines récentes ont adopté le procédé à recyclage total.

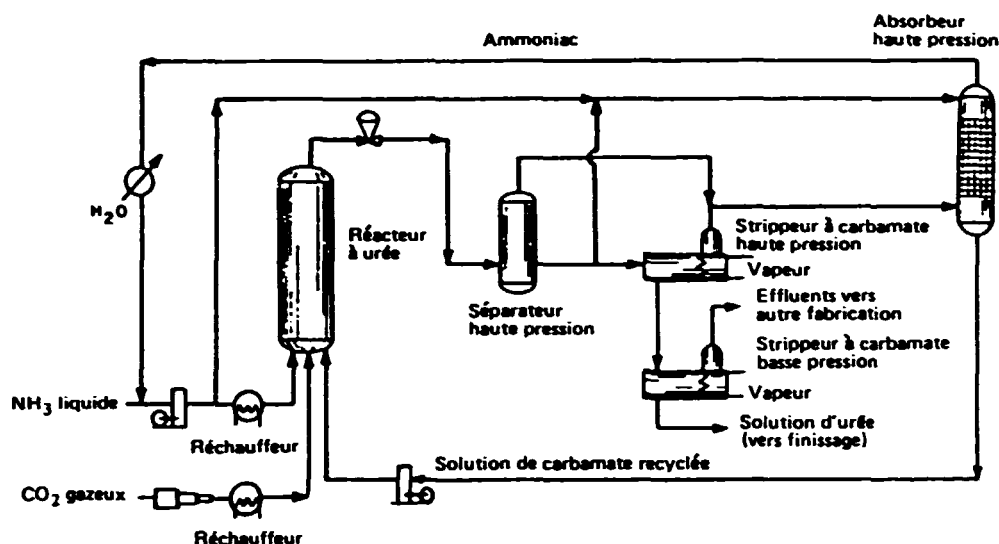
Dans le procédé à recyclage partiel, on recycle dans le réacteur à urée une partie de l'ammoniac et du dioxyde de carbone provenant des strippeurs à carbamate. Cela se fait en absorbant les gaz dans un flux de recyclage de l'effluent d'urée en partie strippée, soit dans la vapeur condensée fournie par le processus, soit dans la liqueur mère d'un finissage par cristallisation. On réduit ainsi la quantité d'ammoniac dans l'effluent. On peut recycler une proportion quelconque de l'ammoniac qui n'a pas réagi; d'ordinaire, la quantité de cet ammoniac qu'il faut utiliser dans un autre processus est inférieure d'environ 15 % à ce qu'elle serait sans recyclage.

Le diagramme d'acheminement du procédé Mitsui Toatsu à recyclage partiel (voir figure 3) est typique du premier cas. L'ammoniac liquide et le dioxyde de carbone gazeux sont pompés, sous 200 atm, dans le réacteur à urée, dont la température est maintenue vers 185 °C par un équilibre adéquat entre l'ammoniac en excès et la solution de carbamate recyclée. L'excès d'ammoniac est d'environ 100 à 110 %; on transforme en urée à peu près 70 % de l'ammoniac et 87 % du dioxyde de carbone; les 30 % restants d'ammoniac doivent être utilisés dans une autre fabrication. L'effluent du réacteur contient environ 80 % d'urée.

L'ammoniac et le dioxyde de carbone qui n'ont pas réagi sont séparés de la solution d'urée dans le séparateur haute pression et dans deux ou trois strippeurs à carbamate, chauffés à la vapeur, sous des pressions de plus en plus faibles. Les effluents du séparateur et du premier strippeur sont absorbés dans l'absorbeur haute pression par une partie de l'effluent du réacteur, partiellement strippé, provenant du séparateur haute pression. La chaleur produite par la réaction d'absorption est éliminée (pour accroître la capacité d'absorption) par l'addition et l'expansion d'une partie de l'ammoniac liquide introduit à ce moment. L'ammoniac gazeux pur provenant du sommet de l'absorbeur est aussi recyclé, après condensation, dans le réacteur à urée.

Comme la quantité de carbamate d'ammonium que la solution définie plus haut peut absorber est limitée par la solubilité dans le

Figure 3. Exemple de processus à recyclage partiel



système eau-urée-ammoniac, une partie de l'ammoniac et une partie du dioxyde de carbone ne peuvent être recyclés et doivent être utilisés pour une autre production. Comme dans le procédé sans recyclage, le fonctionnement de l'usine d'urée doit coïncider avec celui de l'autre usine.

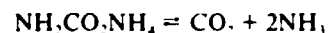
Les autres procédés à recyclage partiel diffèrent par des détails, mais les résultats sont analogues. On s'intéresse peu aujourd'hui à ces procédés. Bien que le coût de premier établissement soit un peu moindre qu'avec le recyclage total, il semble que cet avantage ne compense pas la rigidité due à la nécessité de faire fonctionner parallèlement une autre usine, ce qui pose des problèmes d'interdépendance.

3. Procédés à recyclage total

Dans ces procédés, la totalité du mélange d'ammoniac et de dioxyde de carbone en excès est recyclée dans le réacteur à urée (le taux de transformation est d'environ 99 %) et aucune autre production n'est nécessaire. Ce procédé est le plus souple de tous, parce qu'il ne dépend que de l'alimentation en dioxyde de carbone et en ammoniac fournis par l'usine d'ammoniac annexée, mais c'est aussi celui dont le coût de premier établissement et le coût d'exploitation sont les plus élevés. Donc, si l'on prévoit de fabriquer d'autres produits à partir de l'ammoniac, une unité intégrée sans recyclage ou à recyclage partiel aura des coûts de premier établissement et peut-être d'exploitation moins élevés. Les inconvénients sont une moindre fiabilité à cause de l'interdépendance des deux usines, l'impossibilité de faire varier les proportions des deux produits et le problème de synchroniser le fonctionnement

des deux usines. Pour ces raisons, la plupart des fabricants préfèrent un procédé à recyclage total, même lorsqu'on désire obtenir un autre produit azoté.

L'effluent du réacteur à urée contient de l'urée et de l'eau provenant de la réaction de synthèse ainsi que du carbamate non transformé et un excès d'ammoniac. Ces produits doivent être séparés pour obtenir une solution d'urée raisonnablement exempte des autres substances et pour recycler le dioxyde de carbone et l'ammoniac dans le réacteur de synthèse. Pour séparer le carbamate de l'urée, il faut le décomposer conformément à l'équation :



Cette réaction est l'inverse du premier stade de la synthèse et est fortement endothermique (37,7 kcal/molécule-gramme). On la réalise par diverses combinaisons de fourniture de chaleur, d'abaissement de pression et de stripping, ce qui réduit la pression partielle d'un ou plusieurs des composants. Le dioxyde de carbone et le CO_2 sont extraits de la solution d'urée sous forme de gaz, en même temps qu'une partie de l'eau sous forme de vapeur. Naturellement quand on réduira la température ou augmentera la pression, ces deux corps se recombineront, en dégageant de la chaleur. Donc, la condensation par refroidissement et/ou compression d'un mélange gazeux de dioxyde de carbone, d'ammoniac et d'eau fournit une solution de carbamate.

On peut classer les procédés à recyclage total en cinq groupes, suivant le principe adopté : 1) recyclage du mélange de gaz chauds, 2) recyclage séparé des gaz, 3) recyclage d'une bouillie, 4) recyclage de la solution de carbamate, 5) stripping. Dans les quatre premiers groupes, les stades de la

décomposition du carbamate sont fondamentalement semblables à ceux des procédés sans recyclage et à recyclage partiel, tandis que le dernier en diffère aussi sur ce point.

Le recyclage du mélange gazeux chaud de dioxyde de carbone, d'ammoniac et d'eau a été utilisé à Oppau, en Allemagne, entre les deux guerres, par l'I.G. Farbenindustrie. Le gaz était comprimé par des compresseurs alternatifs à cinq étages avec refroidissement entre les étages; la température et la pression finales étaient 260 à 270 °C et 120 à 130 atm. On refroidissait ensuite à 160 °C pour condenser les gaz, ce qui provoquait la formation de carbamate, et on récupérait la chaleur sous forme de vapeur. Le procédé n'a pas donné de très bons résultats; l'usine, détruite au cours de la dernière guerre, n'a pas été reconstruite. La Chemical Construction Company a repris l'idée en proposant de recourir aux grands compresseurs centrifuges devenus disponibles au cours des années 60, utilisant de nouveaux matériaux pouvant fonctionner à température élevée, 400 à 540 °C, sans refroidissement entre les étages. Ce procédé semble techniquement bien conçu, mais les compresseurs centrifuges de ce genre ne sont pratiquement utilisables qu'avec de si grandes dimensions qu'il faudrait que l'usine ait une capacité minimale d'environ 1 200 t/j. Dans ces conditions, personne n'a voulu prendre le risque d'adopter à aussi grande échelle un procédé non essayé.

La méthode du recyclage séparé des gaz a été conçue pour surmonter les difficultés que présente le recyclage du mélange de gaz chauds. On peut comprimer séparément le dioxyde de carbone et l'ammoniac sans les difficultés dues à la formation de carbamate. Des procédés de ce genre ont été mis au point par Inventa en Suisse et CPI-Allied, aux Etats-Unis. Le principe est que le dioxyde de carbone présent dans le mélange gazeux est absorbé sélectivement par un solvant tel que la monoéthanolamine (MEA). L'ammoniac qui reste est comprimé et recyclé dans le réacteur de synthèse. On extrait le dioxyde de carbone de la MEA par chauffage et on le recycle séparément [6].

Ce procédé a l'avantage que la transformation n'est pas diminuée par le recyclage d'eau dans le réacteur et qu'on évite le problème du recyclage vers celui-ci d'une solution corrosive; les inconvénients sont la difficulté de récupérer la chaleur et le coût de la MEA. Assez peu d'usines emploient cette méthode et on n'en connaît d'exemple dans aucune des grandes usines (1 000 t/j et plus) de construction récente.

Le principe du procédé par recyclage de bouillie est d'envoyer le mélange gazeux de dioxyde de carbone, d'ammoniac et d'eau dans un réacteur où on lui ajoute une huile de paraffine légère. Le carbamate qui se forme dans le réacteur

reste en suspension dans l'huile; cette suspension, contenant 35 à 40 % de matières solides, est pompée dans l'unité de synthèse d'urée avec de nouvelles quantités de dioxyde de carbone et d'ammoniac. Le mélange traverse ensuite les décomposeurs de carbamate; l'huile, séparée de la solution d'urée par décantation, est réutilisée. Ce procédé a été mis au point et utilisé en France par Pêchiney.

Les procédés par recyclage de la solution de carbamate sont aujourd'hui les plus utilisés. Il en existe plusieurs variantes brevetées (Stamicarbon, Mitsui Toatsu, Montedison, Snamprogetti, etc.) qui sont proposées par leurs inventeurs et par les titulaires de licences. Ils diffèrent surtout par des détails de conception, les méthodes de récupération de la chaleur et les moyens adoptés pour économiser l'énergie. De façon générale, dans tous ces procédés, le dioxyde de carbone et l'ammoniac sont absorbés dans l'eau et recyclés dans l'unité de synthèse sous forme de solution aqueuse de carbamate. Il faut cependant maintenir la quantité d'eau aussi faible que possible, parce que la présence d'eau diminue le pourcentage de transformation en urée; de plus, l'évaporation de l'eau ajoutée a une influence défavorable sur l'économie du procédé.

Il y a quelques années, il y avait de grandes différences entre les caractéristiques des divers procédés par recyclage de la solution; ces différences ont disparu peu à peu. Aujourd'hui, la plupart des procédés "classiques" sont à peu près les mêmes. Dans tous, les conditions dans le réacteur sont analogues (température d'environ 185 °C et pression d'environ 200 atm), le rapport moléculaire NH_3/CO_2 est d'environ 4/1 dans la boucle de synthèse et le taux de transformation du dioxyde de carbone en urée pour chaque passage dans le réacteur est à peu près le même, 65 à 67 %. Le taux global de transformation de l'ammoniac en urée est de 99 % ou plus. Dans tous les procédés, la pression à la sortie du réacteur est ramenée à un niveau intermédiaire et la solution est ensuite décomposée par chauffage, en deux ou trois stades, à des pressions de plus en plus basses. A chaque stade, le mélange gazeux obtenu est condensé (ou absorbé dans une solution diluée condensée ultérieurement) et les solutions obtenues sont renvoyées au réacteur. L'excès d'ammoniac (provenant de l'excès adopté pour l'alimentation initiale du réacteur) traverse les absorbeurs, est condensé et renvoyé au réacteur.

Bien que ces stades principaux soient communs aux diverses méthodes classiques, les systèmes à recyclage de la solution de carbamate diffèrent beaucoup entre eux quant aux niveaux de pression et de température des stades de décomposition, quant à la disposition de l'équipement et quant à l'acheminement. Cette partie de

la mise au point est encore fluide; dans une même société, il est probable que le diagramme d'acheminement d'une usine en construction sera quelque peu différent de celui de l'usine qui l'a précédée. Les principaux objectifs de la conception sont :

1. Récupérer le plus de chaleur possible.
2. Recycler le moins possible de solution de carbamate (pompes plus petites et moindre consommation d'énergie) et renvoyer le moins possible d'eau au réacteur (pour améliorer la transformation).
3. Consommer le moins possible d'énergie.
4. Récupérer le plus possible d'ammoniac (moindres coûts d'exploitation et moins de pollution).

Comme un autre objectif important est, bien entendu, de réduire les investissements, le problème devient, comme d'ordinaire, de trouver le meilleur compromis entre la consommation des services auxiliaires et l'entretien d'une part, l'investissement d'autre part.

Plusieurs paramètres interviennent dans la conception d'un système à recyclage de solution de carbamate et ils sont liés entre eux de telle façon qu'il est difficile de les étudier séparément. Modifier l'un d'eux pour obtenir une amélioration modifie presque toujours un ou plusieurs des autres dans un sens défavorable et, pour déterminer à quel degré, il faut des calculs assez compliqués. Il est donc difficile d'évaluer de façon quantitative les divers systèmes qui ont été mis au point.

Un élément important est le nombre de stades de la décomposition; le réduire diminue l'investissement, mais augmente la quantité d'eau envoyée au réacteur, rend moins intéressante la récupération de chaleur (les pressions de décomposition sont en général plus faibles) et augmente les pertes d'ammoniac dans les effluents gazeux ou liquide. On tend aujourd'hui à préférer trois stades. Pendant le troisième stade, il y a en général décomposition du carbamate et évaporation de l'eau; on emploie le vide pour amener à un très faible niveau la teneur en ammoniac, afin de réduire la pollution de l'atmosphère. Le gaz détendu traverse un condenseur refroidi à l'eau, le condensat est débarrassé de l'ammoniac et on préfère le rejeter ensuite au lieu de le renvoyer au réacteur. Ce procédé permet de n'avoir que des traces d'ammoniac dans les effluents gazeux et liquide.

Le point où on récupère la chaleur varie aussi. La principale source de chaleur dans le système est la formation de carbamate dans le réacteur. Dans certaines usines anciennes, de l'eau de refroidissement circulait dans des serpentins placés dans le réacteur ou dans une chemise à

l'extérieur, tandis qu'aujourd'hui l'ammoniac et la solution de carbamate recyclé emportent la chaleur de réaction.

Dans la section de décomposition, il faut un apport de chaleur pour obtenir une vitesse adéquate de décomposition du carbamate; c'est en grande partie de la chaleur dégagée par la recondensation des gaz, et c'est à ce point que l'on récupère d'ordinaire la chaleur, mais cette récupération se limite au premier stade de décomposition, parce que, dans les stades suivants, la pression des gaz est si faible que la température de condensation est trop basse pour une récupération rentable.

La source habituelle de récupération de chaleur est donc le liquide chaud condensé dans le premier absorbeur. Dans certains cas, on utilise cette chaleur pour vaporiser de l'eau dans d'autres diagrammes d'acheminement publiés; elle est employée dans l'un des stades du processus de fabrication.

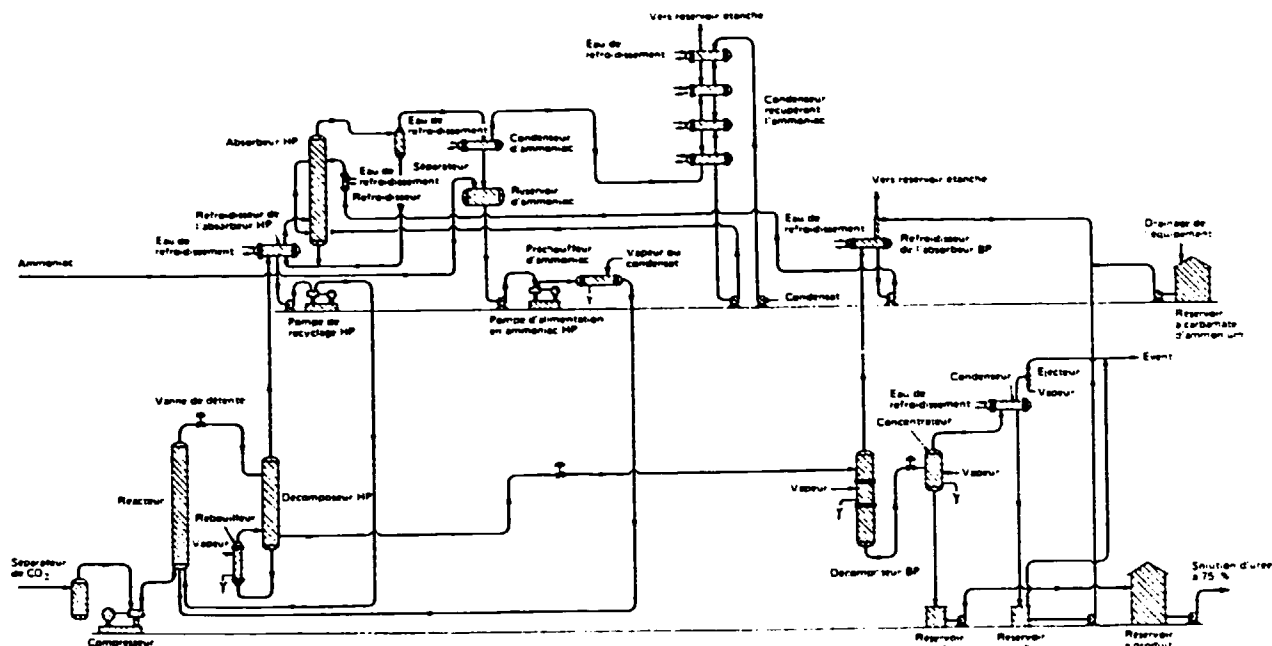
La méthode adoptée pour le dégagement du gaz peut avoir une grande influence sur la quantité d'eau recyclée dans le réacteur. La disposition la plus simple — diminuer la pression, envoyer la solution dans un récipient, la chauffer et laisser se dégager les gaz — est relativement peu efficace parce que l'évaporation d'eau est maximale. On a mis au point deux moyens de la réduire. Le premier comprend, dans chaque stade, 1) réduction de la pression, 2) dégagement du gaz, 3) chauffage, 4) nouveau dégagement du gaz. L'avantage est que le gaz fourni par la réduction de pression seule se dégage à température plus basse que lors de la décomposition à chaud. Les relations entre pression partielle sont telles que l'on réduit ainsi l'évaporation de vapeur.

Dans le second système, la décomposition se fait dans une colonne de fractionnement; la solution arrivant relativement froide descend à contre-courant des gaz chauds provenant d'une section chauffée (ou rebouilleur) envoyés au bas de la colonne. La composition du gaz sortant de la colonne est donc proche de l'équilibre avec la solution qui y arrive où la tension de vapeur partielle de l'eau est relativement faible à cause de la température plus basse.

Les deux systèmes sont utilisés, mais la tendance semble être favorable à la colonne de fractionnement. Cependant, certains préfèrent le chauffage de la conduite principale, à débit élevé, à cause de la rapidité du transfert de chaleur.

Il n'est pas possible de donner des diagrammes d'acheminement pour tous les procédés proposés, qui sont très nombreux et varient souvent. La figure 4 est le diagramme d'acheminement du procédé Mitsui Toatsu à recyclage total (procédé C), ce qui ne signifie pas que ce procédé soit nécessairement supérieur aux autres.

Figure 4. Exemple de procédé de fabrication de l'urée à recyclage total (usine de la TVA)

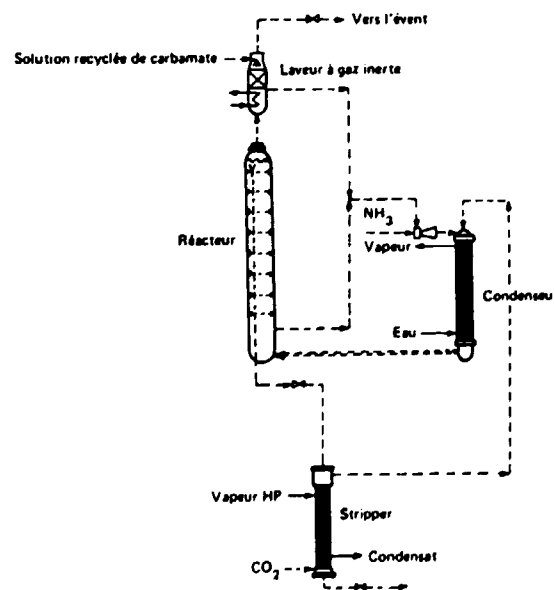


Les procédés par strippage ont une différence fondamentale avec les autres procédés par recyclage total: l'un des réactifs, le dioxyde de carbone ou l'ammoniac, sert à faciliter la décomposition du carbamate sous une pression relativement élevée, ou même sous la pression de synthèse. Le principe en jeu est qu'un courant de gaz inerte favorise la vaporisation d'un liquide de façon quelque peu analogue à l'évaporation de l'eau au-dessous de son point d'ébullition provoquée par un courant d'air. Dans le cas de la solution d'urée contenant du carbamate, l'un ou l'autre des réactifs, à l'état gazeux, sert de gaz inerte pour abaisser la pression de vapeur et balayer les gaz produits par la décomposition du carbamate.

Les mines domaniales des Pays-Bas ont mis au point un procédé par strippage, l'agent stripant étant le dioxyde de carbone; une usine pilote d'une capacité de 20 t/j a commencé à fonctionner en 1964. Pour appliquer le procédé, on peut s'adresser à Stamicarbon et aux nombreux titulaires de licences; il est très utilisé. Il est couramment appelé procédé Stamicarbon par strippage (Stamicarbon propose aussi d'autres procédés de fabrication de l'urée).

Kaasenbrood et Chermin ont décrit ce procédé dans un mémoire récent qui expose aussi les mécanismes complexes entrant en jeu: phénomènes thermodynamiques et équilibres entre phases [7]. La figure 5, montrant les quatre unités qui forment la section de synthèse, permet de comprendre le fonctionnement du strippage. Le

réacteur à urée fonctionne sous environ 140 atm, à une température de 180 à 185 °C, avec un rapport molaire NH_3/CO_2 d'environ 2,8, soit un excès d'ammoniac de 40 %. La solution se trouvant dans le réacteur passe par gravité dans le strippeur. Comme dans tous les procédés de synthèse de l'urée, elle contient aussi du carbamate, de l'ammoniac en excès et de l'eau. Le

Figure 5. Section de synthèse du procédé par strippage au CO_2 Stamicarbon

strippé ressemble à un évaporateur à film tombant; il contient des tubes parallèles, chauffés extérieurement par la vapeur qui fournit la chaleur absorbée par la décomposition du carbamate; la température de la solution est maintenue entre 180 et 190 °C. La solution coule sous forme de film le long des parois intérieures des tubes. Tout le CO_2 nécessaire entre par le fond du strippé et monte à travers les tubes, à contre-courant par rapport à la solution. Une petite quantité d'air est ajoutée au CO_2 pour réduire la corrosion; elle doit suffire pour donner une concentration d'au moins 5 ppm d'oxygène dans la boucle de synthèse. Le flux gazeux sortant du strippé, qui contient, outre l'ammoniac et le dioxyde de carbone strippé de la solution, la quantité supplémentaire de dioxyde ajoutée, va au condenseur. La solution strippée, contenant de l'urée et une assez faible quantité de carbamate, est envoyée dans une autre section de l'usine (décrite plus loin), pour la suite du traitement. Le gaz venant du strippé entre dans le condenseur par le haut avec l'ammoniac ajouté; le condenseur reçoit aussi de la solution de carbamate recyclée et une relativement petite partie de la solution venant directement du réacteur, qui fournit assez de solvant pour empêcher le dépôt de carbamate solide. Le mélange traverse de haut en bas le condenseur qui contient une série de plaques criblées pour éviter la

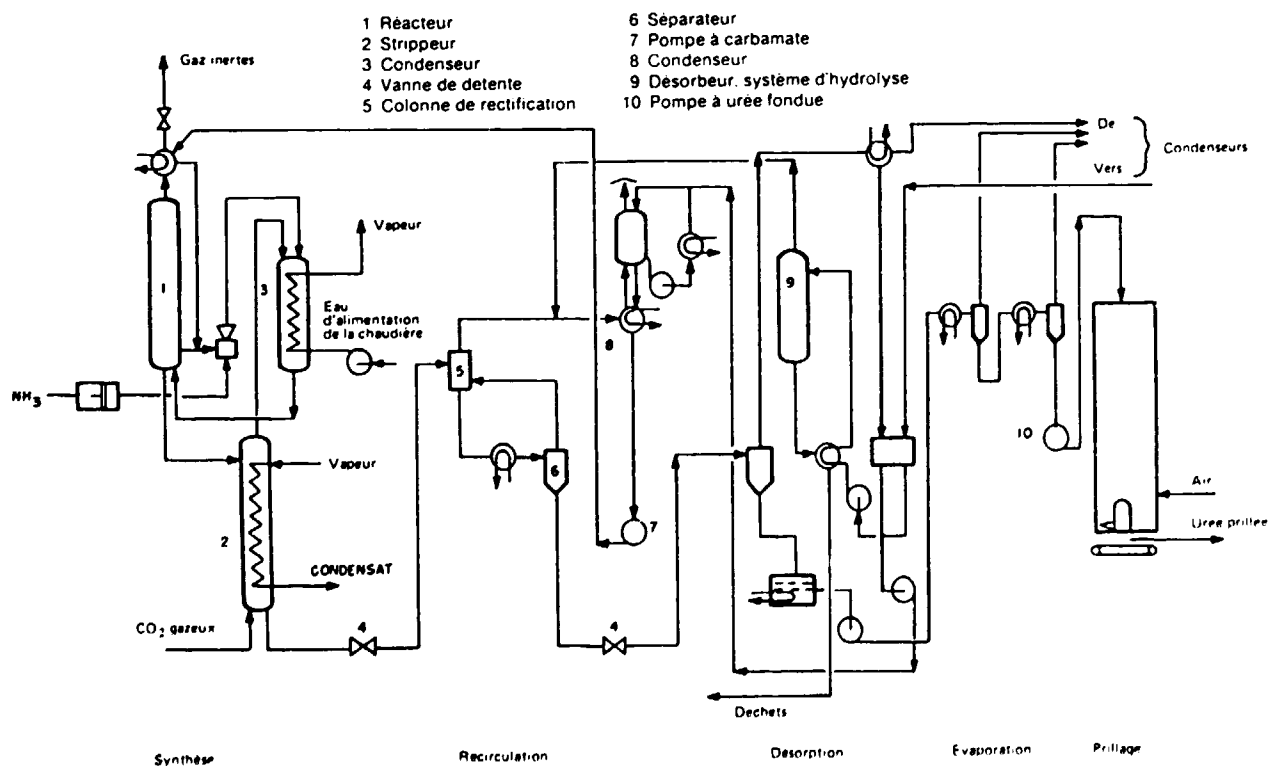
rétrogradation par diffusion. Le réacteur est refroidi par de l'eau (qui fournit de la vapeur à 4 à 5 atm) éliminant la chaleur dégagée par la formation et la condensation du carbamate.

La condensation ne se fait qu'en partie dans le condenseur; le mélange envoyé au fond du réacteur traverse celui-ci de bas en haut; la formation du carbamate s'achève et il se transforme en urée. La solution contenue dans le réacteur passe ensuite au strippé; le cycle est achevé.

De petites quantités de gaz s'accumulent au sommet du réacteur à urée : de l'air ajouté pour éviter la corrosion, de l'hydrogène et de l'azote dissous dans l'ammoniac liquide et de petites impuretés du CO_2 . Ces gaz sont envoyés dans un laveur sous pression où ils sont lavés avec une solution de carbamate pour récupérer la plus grande partie de l'ammoniac et du dioxyde de carbone, puis dans une colonne de lavage à basse pression (non indiquée dans la figure 5).

La figure 6 est un diagramme d'acheminement schématique de l'ensemble du procédé. La solution d'urée quitte la section de synthèse par une vanne de détente à 160 °C; elle est d'abord traitée à pression intermédiaire, environ 2,5 atm, dans une colonne de rectification, un réchauffeur et un séparateur, pour éliminer la plus grande partie du carbamate restant, sous forme de dioxyde de

Figure 6. Diagramme d'acheminement du procédé Stamicarbon de strippage au CO_2 .



carbone et d'ammoniac. On ramène ensuite la pression à la pression atmosphérique pour l'épuration finale. L'ammoniac et le dioxyde de carbone récupérés au cours de ces stades sont condensés pour former une solution de carbamate qui est recyclée vers la section de synthèse.

La plupart des éléments d'équipement sont en acier inoxydable à faible teneur en carbone, nuance 316 ou 317, contenant 17 % de Cr, 12 % de Ni et 2 % de Mo dans le premier cas, 17 %, 13 % et 4 % dans le second. Cependant, la corrosion est particulièrement forte dans le strippage et l'on préfère pour cet appareil un alliage 25-22-2. Dans certains procédés, on adopte pour la synthèse un récipient en acier inoxydable revêtu de titane.

Les avantages du procédé par strippage sont une moindre consommation nette d'énergie (vapeur et électricité), un coût de premier établissement un peu inférieur et un entretien plus réduit. L'économie d'énergie est due à ce que la plus grande partie du recyclage se fait à la pression de synthèse, ce qui évite de comprimer à nouveau les réactifs. Les pompes utilisées pour recycler la solution concentrée chaude de carbamate, qui exigent beaucoup d'entretien dans les procédés "classiques", ne sont plus nécessaires.

Plusieurs autres procédés de strippage ont été proposés ou utilisés. Certains réduisent la pression de strippage, par exemple à 75 à 100 atm; ensuite le gaz chaud est comprimé à nouveau jusqu'à la pression du réacteur. Une différence importante est l'utilisation d'ammoniac au lieu de dioxyde de carbone pour le strippage, comme dans le procédé Snamprogetti (SNAM), qui peut fonctionner avec les strippeurs et le réacteur à la même pression (130 à 160 atm) ou avec le strippage entre 100 et 150 atm, la réaction entre 200 et 250 atm. Dans le premier cas, la pression de réaction doit être quelque peu moindre que dans les procédés classiques, ce qui réduit le rendement de la transformation. D'autre part, si le strippage se fait à pression plus basse que la réaction, les gaz strippés doivent être comprimés à nouveau et l'on perd donc une partie de l'économie d'énergie que permettent les procédés par strippage.

Procédés intégrés de fabrication d'ammoniac et d'urée

Beaucoup d'usines récentes ne produisent d'ammoniac que pour la fabrication d'urée. Il est possible d'intégrer certains stades des deux processus, ce qui, en théorie tout au moins, devrait permettre de réduire tant les coûts en capital que les coûts d'exploitation. Deux coïncidences rendent cette intégration intéressante : 1) comme les intervalles de pression couramment utilisés dans les deux synthèses ont une partie commune, on peut adopter la même pression pour les deux procédés;

2) la quantité de dioxyde d'azote produite par une usine d'ammoniac utilisant le gaz naturel comme matière première est à peu près égale à celle nécessaire pour transformer l'ammoniac en urée.

Plusieurs organismes ont fait des expériences sur les procédés intégrés. Mitsui Toatsu a exploité une usine pilote au Japon pendant plusieurs années [6] et Snamprogetti (SNAM) a mis au point et essayé le procédé dans une petite usine, d'une capacité de 80 t/j d'urée, en Sicile [8].

L'une des possibilités d'intégration est de combiner le stade d'élimination du CO_2 de la fabrication d'ammoniac avec le stade de formation de carbamate de la fabrication d'urée. Dans le diagramme d'acheminement du procédé SNAM, on absorbe le CO_2 gazeux provenant de la synthèse de l'ammoniac dans une solution concentrée d'ammoniac, dans deux échangeurs de chaleur à film tombant, disposés en série, fonctionnant l'un à 130 °C avec récupération de chaleur, l'autre à 40 °C. Dans le procédé Mitsui, le CO_2 est éliminé du gaz utilisé pour la synthèse de l'ammoniac par lavage dans une tour garnie avec une solution recyclée de carbamate additionnée d'ammoniac. Dans les deux cas, on travaille à la même pression que pour la synthèse, 200 à 250 atm, et la solution concentrée de carbamate obtenue est envoyée directement à l'unité de synthèse d'urée, le gaz lavé allant à l'unité de synthèse d'ammoniac. Les avantages possibles de cette intégration sont évidents : elle remplace un stade de la purification du gaz utilisé pour la synthèse de l'ammoniac, dans lequel le CO_2 est absorbé dans un solvant puis désorbé et doit être ensuite comprimé à nouveau pour l'utiliser dans la fabrication d'urée; on économise donc beaucoup d'énergie.

L'autre possibilité principale d'intégration est l'extraction d'ammoniac de la boucle de synthèse. Dans le procédé classique, le gaz quittant le convertisseur, qui contient environ 14 % d'ammoniac, est refroidi pour condenser l'ammoniac liquide et le séparer de l'azote et de l'hydrogène qui n'ont pas réagi. Dans le procédé intégré SNAM, l'ammoniac est absorbé par l'eau dans un absorbeur à film tombant, ce qui donne une solution contenant 80 % d'ammoniac et 20 % d'eau qu'on envoie au stade d'absorption du CO_2 , ce qui évite de liquéfier l'ammoniac et de le stocker ensuite. Ici encore, on travaille sous pression élevée, 200 atm ou plus.

Les descriptions ci-dessus des procédés intégrés sont très simplifiées. Lagana et Zardi [8] et Lagana [9] donnent un exposé plus complet du procédé SNAM; ils affirment qu'on peut ainsi réaliser une économie de 15 % sur le coût en capital et de 17 % sur celui des matières premières et des services auxiliaires, par rapport à deux usines séparées. Cependant, on n'a encore cons-

truit aucune grande installation et un changement d'échelle entraînerait donc un certain risque. La société Snamprogetti n'y voit aucune difficulté importante, même pour 2 000 t/j d'urée. D'autre part, elle suggère que de petites usines intégrées d'une capacité de 150 t/j pourraient être plus rentables que des installations d'une capacité de 1 500 t/j. Dix petites usines coûteraient environ 13% de plus que l'usine unique, mais cet inconvénient serait plus que compensé par l'économie sur la commercialisation et sur l'infrastructure [10]. D'autres ont aussi proposé de décentraliser la production dans de petites usines, et cela ne dépend pas nécessairement du recours à un procédé intégré. Toutefois, si l'on passait à la réalisation, il y aurait un avantage évident à adopter une conception normalisée [11].

Intégrer deux processus à certains inconvénients, à cause de la perte de souplesse : ni l'usine d'urée, ni l'usine d'ammoniac ne peuvent fonctionner indépendamment. Même si les deux usines sont séparées, un arrêt de fonctionnement de l'usine d'ammoniac oblige à arrêter la fabrication d'urée faute de dioxyde de carbone. Inversement, la fabrication d'ammoniac peut continuer si celle d'urée est arrêtée, tant que l'on peut stocker l'ammoniac ou s'il existe un autre débouché (utilisation ou vente). C'est un principe de technogénie que, lorsque deux processus (ou stades de processus) sont interdépendants, la fiabilité de l'ensemble est le produit des fiabilités de l'un et de l'autre. Par exemple, si une usine d'urée et une usine d'ammoniac ont chacune une fiabilité de 0,90, la fiabilité d'une installation intégrée serait $0,9 \times 0,9 = 0,81$.

Quand on emploie une partie de l'ammoniac pour fabriquer autre chose que de l'urée, ou quand la matière première utilisée pour obtenir l'ammoniac a un rapport C/H supérieur à celui nécessaire pour la fabrication d'urée, il y a un excès de CO_2 . On peut modifier les procédés intégrés pour y remédier, mais au prix de la perte d'une partie des avantages annoncés.

C. Procédés de finissage de l'urée

Les procédés de synthèse exposés dans la section précédente fournissent une solution aqueuse à 75% environ, qui peut servir directement pour obtenir des solutions d'engrais azotés (voir chapitre X); elle peut aussi servir à fabriquer des engrais composés granulés (voir chapitre XIX), mais, pour cela, il est, en général, désirable de la concentrer davantage.

Les méthodes de production d'urée solide sont l'écaillage, le prillage, la granulation, la cristallisation et un procédé combiné : cristallisation suivie de fusion et de prillage ou de granulation.

L'écaillage consiste à évaporer la solution jusqu'à obtention d'urée fondue (contenant moins de 1% d'eau) et à solidifier le produit sur une surface métallique refroidie, telle qu'un convoyeur Sandvik; ensuite, on le remet en bouillie. Cette méthode est commode pour obtenir de l'urée solide à expédier si elle doit être utilisée dans des processus industriels ou mise en solution. L'urée écaillée n'est pas employée directement comme engrais. La cristallisation sous vide a été exposée brièvement au sujet de la formation de biuret. Le procédé de cristallisation est semblable à celui décrit dans le chapitre VIII au sujet du sulfate d'ammonium. Les cristaux sont séparés de la liqueur mère par centrifugation, puis séchés, d'ordinaire dans un sècheur rotatif chauffé. Dans certains pays, l'urée est cristallisée, ensachée et distribuée pour servir d'engrais, mais l'inconvénient est que la petite taille des cristaux provoque l'agglomération. L'urée cristallisée peut aussi servir à préparer des solutions d'engrais pour application aux feuilles ou pour des usages autres que la fertilisation des sols. Dans le premier cas, la faible teneur en biuret est un avantage pour l'application à des récoltes sensibles à ce corps, par exemple les agrumes.

1. Prillage

Jusqu'à une époque récente, presque toute l'urée était préparée, en vue de son usage comme engrais simple, par prillage, et ce procédé est encore le plus utilisé. La technique est analogue à celle exposée dans le chapitre VIII à propos du nitrate d'ammonium. La solution à 75% est évaporée pour donner de l'urée fondue et le prillage se fait soit dans un appareil du type "pompe de douche", formé d'un certain nombre de tuyaux perforés, soit dans un seau perforé tournant, d'ordinaire de forme conique. On peut aussi fondre de l'urée cristallisée.

Les gouttelettes ainsi formées se refroidissent et se solidifient pendant leur chute dans un courant d'air ascendant. Le point de fusion de l'urée est plus bas que celui du nitrate d'ammonium ou d'autres engrais prillés; la solidification est donc plus lente, à granulométrie égale ou, pour une hauteur de tour donnée, on peut être obligé d'accepter une plus grande finesse. En pratique, les "prills" sont en général plus petits que ceux de nitrate d'ammonium et bien plus petits que ne le sont d'habitude les granules d'engrais.

L'urée prillée a aussi moins de résistance à la pression et à l'abrasion que l'urée granulée, comme le montrent les données ci-dessous, fournies par la TVA, qui indiquent aussi l'influence de la granulométrie et de l'addition de formaldéhyde [12].

Résistance à la compression de l'urée prillée et de l'urée granulée

Type d'urée	Résistance à la compression (en kg)			Augmentation du pourcentage passant au tamis à mailles de 0,99 mm dans l'essai d'abrasion ^d
	2,74 + 2,36 mm	2,36 + 1,98 mm	1,98 + 1,65 mm	
<i>Produits sans addition de formaldéhyde</i>				
Urée prillée	1,20 ^b	1,0	0,7	20
Urée granulée, tambour asperseur		Aucune donnée disponible		
Urée granulée, bac de la TVA	1,6	1,2	0,9	2
<i>Produits avec addition de 0,3 à 0,4 % de formaldéhyde</i>				
Urée prillée	1,4 ^b	1,0	0,9	10
Urée granulée, tambour asperseur	3,3	2,5	2,1	1
Urée granulée, bac de la TVA	2,4	2,0	1,6	1

^d La résistance à l'abrasion est déterminée en mesurant l'augmentation du pourcentage passant au tamis à mailles de 0,99 mm, après que l'urée a été roulée pendant 5 minutes par des boules d'acier.

^b Cette proportion est extrêmement faible (d'ordinaire moins de 5 %) pour l'urée prillée; la plupart des particules sont plus petites.

Outre une résistance accrue à la compression, l'urée granulée a l'avantage d'un choix plus étendu de la granulométrie; on peut obtenir n'importe quel chiffre, au moins dans l'intervalle 1,5-15,0 mm. Par exemple, on peut produire, en vue d'un mélange en vrac, des granulométries correspondant à celles du phosphate diammonique ou du chlorure de potassium (1,5 à 3,3 ou 2,5 à 4,0 mm) ou des tailles plus élevées (6 à 10 mm) pour l'épandage par air d'engrais sur les forêts ou pour d'autres utilisations spéciales telles que le placement en profondeur dans le cas du riz aquatique.

Un autre avantage de la granulation sur le prillage est qu'on peut plus facilement éviter le dégagement d'effluents gazeux et de poussières, comme il a été dit à propos du nitrate d'ammonium (chapitre VIII).

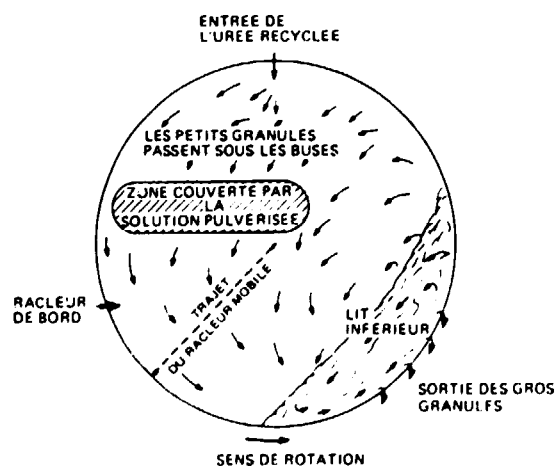
Les avantages de la granulation sur le prillage sont suffisants pour que la plupart des usines d'urée récemment construites aux Etats-Unis et au Canada aient adopté ce procédé et pour que des installations de granulation aient été ajoutées à certaines usines plus anciennes qui employaient auparavant le prillage. On prévoit aussi le recours à la granulation dans certains autres pays. La capacité de production actuelle d'urée granulée est de l'ordre de 2,5 millions de t/an.

L'exposé suivant de procédés de granulation d'urée est tiré principalement d'un rapport de l'IFDC [13]. Trois d'entre eux ont été utilisés à l'échelle industrielle. Ce sont le procédé par tambour asperseur Spherodizer mis au point par C & I Girdler; le procédé de granulation en bac de la TVA et le procédé en bac de Norsk Hydro. Deux autres procédés n'ont pas, que l'on sache, été employés dans l'industrie, mais se sont montrés applicables à plus petite échelle: le procédé en bac à tambour rotatif et le procédé en lit fluidisé qui a été étudié par plusieurs sociétés au Japon, en Italie, en France et aux Pays-Bas.

2. Granulation en bac de la TVA

La TVA procède actuellement à des démonstrations de son granulateur à bac incliné, d'une capacité de 7,7 t/h, qui est la capacité de son unité de fabrication d'urée en solution. Le procédé et le mécanisme de recyclage ou de classement ont été exposés par Young et McCamy [14] et par Waggoner *et al.* [15]. La figure 7 est un schéma du fonctionnement. L'urée fondue arrive d'un évaporateur à disque rotatif et film tombant, avec balayage par air; elle est à une concentration de plus de 99 % et à une température de 141 °C. Elle est pompée du bas de l'évaporateur vers des pulvérisateurs multiples au-dessus du lit de solides en mouvement dans le granulateur. Avec un bon positionnement des buses de pulvérisation en forme de cône creux qui amènent l'urée et avec une bonne répartition des granules trop petits recyclés sur le bac, l'urée se

Figure 7. Schéma de fonctionnement du bac



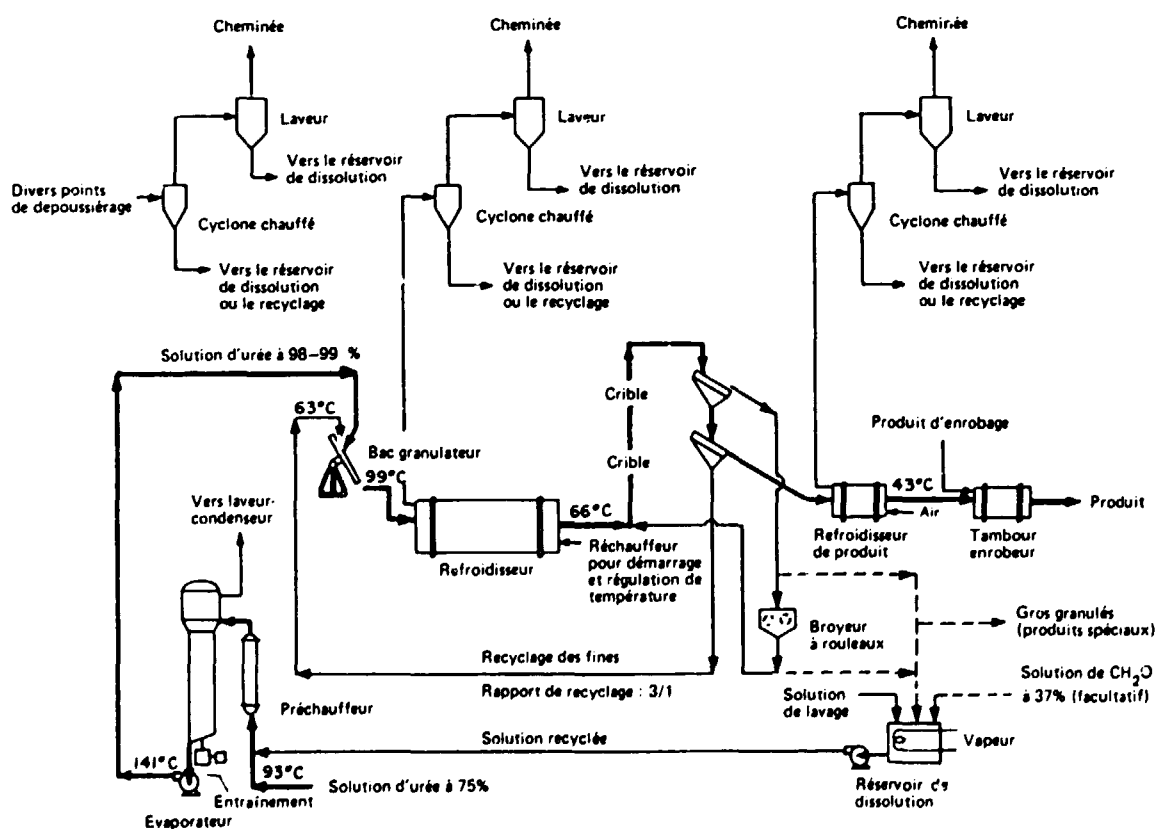
solidifie en couches régulières, au-dessus de ces dernières, dans le haut du bac. Quand les particules atteignent la taille voulue par dépôt de couches successives (mécanisme dit "en pelure d'oignon"), elles sont enlevées par l'action naturelle de classement du bac avant que se forme une quantité appréciable de granules trop gros. Le bac peut tourner soit dans le sens des aiguilles d'une montre, soit en sens inverse. La forme et la granulométrie des particules dépendent de la vitesse de rotation et de l'inclinaison du bac. Les paramètres critiques pour un fonctionnement optimal sont l'inclinaison, la vitesse de rotation, l'emplacement des buses de pulvérisation, ainsi que la quantité, la granulométrie et la température de l'urée recyclée.

La TVA a étudié, au stade de l'usine pilote, la méthode du bac granulateur à haute et à basse températures. Dans le premier cas, la température du lit était maintenue à quelques degrés seulement au-dessous de la température de cristallisation de l'urée injectée (132 °C), ce qu'on obtenait en régulant la température et la quantité de l'urée recyclée; quand la température était comprise entre 49 et 57 °C, le rapport entre la quantité d'urée recyclée et celle d'urée injectée devait être compris entre 1.0 et 1.5. Les meilleurs résultats

ont été obtenus pour une température du lit de 107 à 121 °C. Avec ce procédé, les granules encore chauds sont mous et deviennent sphériques en roulant dans le bac. Un avantage de la haute température est que les granules sont plus résistants que ceux obtenus à basse température, mais une anomalie de fonctionnement du recyclage peut provoquer la fusion du lit dans le granulateur et obliger à l'arrêter.

La méthode à basse température est celle adoptée pour l'unité de démonstration, dont la figure 8 donne un diagramme schématique d'acheminement. La température du lit est maintenue entre 93 et 102 °C, bien au-dessous de la température de fusion, 132 °C. L'urée venant du granulateur est envoyée dans un refroidisseur rotatif qui abaisse sa température vers 66 °C; elle est ensuite criblée. Les granules trop gros sont broyés et renvoyés dans l'unité de recyclage ou dissous et renvoyés via le laveur de solution. Les granules trop petits sont recyclés vers le granulateur. Le produit criblé est à nouveau refroidi à 43 °C. Un tambour permet l'enduction par de l'huile et de l'argile, mais aujourd'hui (1978), on a renoncé à l'enduction et le produit est enrobé par addition de 0,3 à 0,4 % de formaldéhyde à la solution, avant granulation, ce qui augmente la résistance à la

Figure 8. Procédé de la TVA pour la granulation en bac de l'urée



compression et à l'abrasion et réduit de façon appréciable la formation de poussière. Les données sur le fonctionnement habituel figurent dans le tableau I.

TABLEAU I. DONNÉES SUR LE FONCTIONNEMENT NORMAL DE GRANULATION EN BAC DE L'URÉE

Production, en t/h	7,65
Bac granulateur	
Vitesse, en t/m	18 à 19
Inclinaison, en degrés	60
Nombre de buses	10
Solution d'urée à 75 %	
Température, en °C	93
Concentré fondu au granulateur	
Température, en °C	141
Concentration, en %	98,5-99,5
Granulation	
Température de recyclage, en °C	60
Rapport de recyclage kg/kg de produit	2,5 à 3,0
Température dans le granulateur, en °C	93-102
Température dans le refroidisseur, en °C	43
Composition du produit en %	
Azote total ^a	45,5
Biuret	1,1
Eau (Karl Fisher)	0,1 à 0,2
Produit d'enrobage, en %	
Mélange d'huile et de cire	0,3
Argile	0,7
Analyse granulométrique, en % (tamis Tyler)	
+ de 3,3 mm	0
1,7 à 3,3 mm	85
0,99 à 1,7 mm	15
de 0,99 mm	0

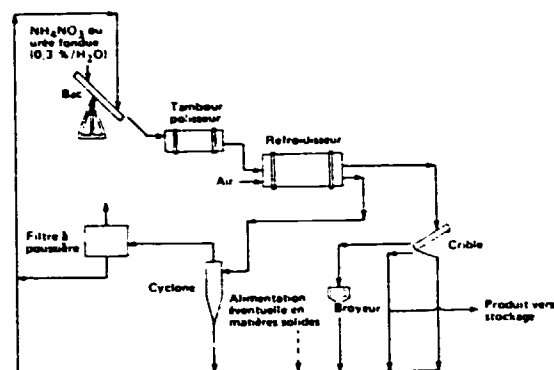
^aRécemment, on a supprimé le conditionnement et on a ajouté environ 0,35 % de formaldéhyde; la teneur en azote du produit passe à 46 %.

3. Granulation en bac de la Norsk Hydro

Norsk Hydro (Norvège) a mis au point un procédé de granulation à haute température des engrais, y compris l'urée, qui a reçu le nom de High Temperature Pan Granulation (HTPG). Il a été décrit par O. Skauli [16]. Le bac granulateur est du type classique, mais, comme la température de fonctionnement est très voisine de la température de cristallisation, une régulation précise des paramètres est nécessaire; elle se fait surtout par le choix du point où la matière solide recyclée est envoyée dans le bac. D'après Norsk Hydro, 80 % du produit sortant du bac ont la granulométrie voulue, soit 2 à 4 mm, et le rapport de recyclage est à peu près égal à l'unité. Les particules sont trois fois plus dures que des particules de même taille obtenues par prillage; le stockage et la manutention ne posent aucun problème.

La figure 9 est un diagramme d'acheminement simplifié. L'urée fondue et les fines recyclées sont envoyées dans le bac; les granules de la taille voulue sortant du bac sont envoyés dans un tambour de polissage puis dans un refroidisseur soit rotatif, soit à lit fluidisé. Ensuite, on crible

Figure 9. Procédé Norsk Hydro de bac granulateur pour l'urée ou le nitrate d'ammonium



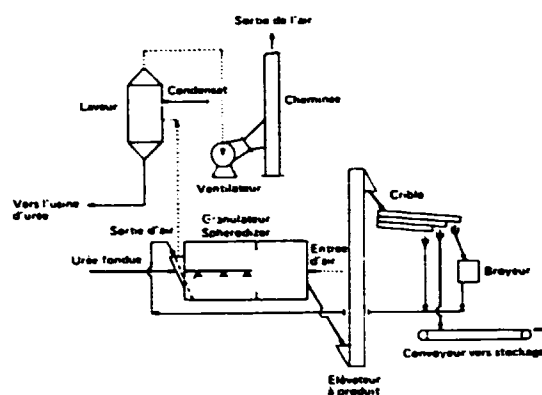
pour séparer les particules trop grosses ou trop petites. Les premières sont broyées et recyclées dans le bac avec les secondes et avec la poussière provenant du système de dépoussiérage. Cette technique a été employée à l'échelle industrielle pour le nitrate d'ammonium, mais seulement à l'échelle de l'usine pilote pour l'urée; toutefois, l'intention de construire des usines à l'échelle commerciale a été annoncée.

4. Granulation par le Spherodizer C & I Girdler

Le Spherodizer, qui est un procédé breveté de granulation en tambour, est conçu en vue d'éviter l'agglomération et de promouvoir une granulation par couches successives. L'adaptation de ce procédé à la granulation d'un produit fondu a été réalisée par COMINCO (Canada), qui détient les brevets, C & I Girdler étant le seul titulaire de licence. Ce procédé a fait ses preuves dans l'industrie, comme le montrent les 5 600 t/j de capacité nouvellement installées ou nouvellement annoncées, s'ajoutant aux trois premières usines construites au Canada. Les plans de quatre autres usines, d'une capacité de 4 050 t/j, sont en cours d'établissement. Des engrais composés ont été produits pour la première fois avec un Spherodizer en 1958; la production d'urée et de nitrate d'ammonium granulé a commencé en 1965 [17].

La figure 10 donne un diagramme d'acheminement simplifié. L'urée fondue est pulvérisée à l'intérieur d'un tambour rotatif sur un lit roulant de particules solides. Par suite du mouvement, les particules se revêtent de minces couches de liquide et deviennent peu à peu des granules sphériques durs. Le refroidissement est assuré par de l'air traversant le tambour à contre-courant de l'écoulement des granules. La poussière enlevée par l'air de refroidissement est collectée dans un laveur à impact et le liquide est recyclé dans la section de concentration de la fabrique d'urée. Après refroidissement, les granules sont criblés

Figure 10. Granulation par le procédé Spherodizer de C & I Girdler



par la méthode classique, de façon à séparer ceux qui sont trop petits ou trop gros; ces derniers sont broyés et recyclés en même temps que les granules trop fins. Les granules de la taille voulue sont enrobés, si on le désire, et envoyés au stockage. Le tableau 2 indique les données habituelles de fonctionnement pour une production de 300 t/j d'urée avec un rapport de recyclage de 2/1.

TABLEAU 2. DONNÉES HABITUELLES DE FONCTIONNEMENT — GRANULATION DE L'URÉE PAR SPHERODIZER

Température de l'urée fondue, en °C	138
Concentration de l'urée fondue, en %	99,3
Taux d'humidité du produit, en %	0,06
Température de l'air à l'entrée, en °C	10
Taux de production en t/j pour un tambour de 4,27 m de diamètre	300
Taux de recyclage (quantité recyclée/quantité de produit)	2/1
Température du produit, en °C	43

5. Procédé de granulation Fisons

Fisons Ltd (Royaume-Uni) a fait fonctionner une usine pilote produisant des granules d'urée dans un granulisateur à tambour rotatif. D'après un mémoire récent, une solution d'urée d'une concentration de plus de 99 %, provenant d'une unité d'évaporation classique, est pulvérisée dans le granulisateur où elle rencontre un flux de fines recyclées, le rapport de recyclage étant de 2 à 3 kg de produit [18]. La granulation se fait à haute température, avec un faible taux d'humidité. Ensuite, l'urée est envoyée dans un refroidisseur, qui peut être du type à tambour rotatif ou à lit fluidisé, qui enlève une partie de l'humidité. Aucun sécheur n'est utilisé. Après refroidissement, l'urée est criblée et broyée; les granules trop gros ou trop fins sont renvoyés au granulisateur. La poussière est récupérée par lavage et renvoyée au stade de concentration de l'urée.

Fisons Limited offre d'établir les plans d'usines d'une capacité pouvant atteindre 1 000 t/j et de les mettre en service.

6. Granulation en lit soufflé

Comme nous l'avons déjà dit, cette méthode a été expérimentée dans plusieurs pays; elle serait utilisée dans l'industrie japonaise pour les engrais composés (chapitre XIX). Elle n'est pas employée, que l'on sache, pour l'urée, mais la possibilité en a été démontrée à l'échelle de l'usine pilote. Le procédé est décrit dans un mémoire récent [19].

7. Passage du prillage à la granulation

Les usines existantes équipées pour le prillage peuvent être transformées pour permettre l'emploi de la granulation: l'urée prillée est envoyée à l'unité de granulation où elle remplace une partie de la matière recyclée. Dans ce cas, l'unité de granulation sert à accroître la taille des granules par l'addition de couches successives. La possibilité de cette modification a été démontrée dans le cas du procédé Norsk Hydro et il est vraisemblable qu'il en serait de même pour les autres procédés.

8. Récupération de la poussière et des fumées

Quand on décide de produire de l'urée granulée, il faut choisir non seulement le procédé, mais aussi la méthode de récupération de la poussière. Le procédé de la TVA emploie des laveurs à impact, déjà installés pour un autre procédé. Avec le procédé au Spherodizer, on recourt d'ordinaire au lavage. Cependant, on peut adopter la collecte à sec et un filtre à poches aussi bien avec le procédé à bac qu'avec le procédé à tambour. Les filtres à poches exigent d'ordinaire plus d'entretien que les laveurs, mais ils ramènent à un très faible niveau la teneur en particules des gaz de carneau. Un système de lavage du type prévu pour une usine à construire existe dans le diagramme d'acheminement du procédé de la TVA, figure 8. On emploie un système distinct pour chacun des refroidisseurs et un autre pour le système de dépoussiérage. Chacun d'eux consiste en un cyclone chauffé, un laveur, une pompe de circulation, une soufflante et un réservoir à liquide; les gaz des trois laveurs sont envoyés à une cheminée commune. On dissout dans l'eau du laveur la poussière provenant des cyclones et le liquide est renvoyé à la section de concentration. Le réservoir à liquide et la pompe pourraient aussi être communs aux trois systèmes.

Une considération très importante dans la conception d'un système de dépoussiérage est

qu'on puisse soit dissoudre la poussière recueillie, soit la renvoyer telle quelle au granulateur. Aucun procédé de granulation ne fonctionne bien s'il existe une proportion élevée de poussière dans la matière recyclée. Il peut donc parfois être nécessaire de dissoudre la poussière provenant des cyclones et des filtres à poches et des granules trop gros broyés pour pouvoir la renvoyer sous forme liquide dans la section de concentration. La capacité supplémentaire nécessaire pour le concentrateur doit être prévue dès le début.

9. Influence du processus de finissage sur la teneur en biuret

Plusieurs chercheurs ont constaté que le biuret ne se forme pas, en quantité décelable, pendant le prillage ou la granulation, mais au cours de la préparation de l'urée fondue, que ce soit par évaporation de la solution ou par fusion d'urée cristallisée, et que cette formation continue aussi longtemps que l'urée reste à l'état liquide. Le recyclage au stade de l'évaporation de l'urée récupérée à partir des effluents tend à accroître la teneur en biuret. La proportion d'urée recyclée est probablement plus grande avec la granulation qu'avec le prillage. Aux Etats-Unis, l'urée granulée contient en moyenne environ 1,5 % de biuret; pour l'urée prillée, on ne dispose pas de données récentes, mais quelques analyses montrent qu'une proportion de 1,0 à 1,6 % peut être habituelle. Aux Etats-Unis, on n'attache guère d'importance à la teneur en biuret et on ne fait aucun effort particulier pour la réduire. Comme on ne connaît pas de production industrielle d'urée dans des pays autres que les Etats-Unis, aucune comparaison n'est possible. Cependant, Norsk Hydro a obtenu, dans une usine pilote appliquant son procédé, de l'urée ne contenant que 0,56 % de biuret. On pourrait sans doute diminuer ce chiffre en réduisant la durée de séjour aux stades de l'évaporation et de la manutention de l'urée fondue et en recyclant le liquide des laveurs et les fines au stade de la synthèse ou de la cristallisation, non au stade de l'évaporation.

Comme nous l'avons dit plus haut, on obtient une faible teneur en biuret par une cristallisation sous vide de l'urée suivie d'un séchage et d'une fusion avant prillage ou granulation. Cependant, le coût en capital d'une usine utilisant un stade de cristallisation est nettement plus élevé qu'avec la méthode par évaporation. Bref, la possibilité de produire de l'urée granulée contenant peu de biuret a été prouvée à l'échelle de l'usine pilote, mais non à l'échelle commerciale, mais on ne voit pas de raisons de supposer que l'urée granulée contienne nécessairement plus de biuret que l'urée prillée.

10. Coûts comparés de la granulation et du prillage

Le coût relatif du prillage et des diverses méthodes de granulation dépend de l'échelle. On peut atteindre 1 800 t/j avec une seule unité de prillage, tandis que le procédé de granulation en tambour avec pulvérisation (Spherodizer) a été limité à 300 t/j, parce que des tailles supérieures entraîneraient des difficultés de fabrication et de transport (le tambour Spherodizer normal pour la granulation d'urée fondue a 3,6 m de diamètre). La limite supérieure des bacs de granulation n'est pas exactement connue, mais on peut atteindre 600 t/j avec un bac de 4,3 m de diamètre. Pour les autres types de granulateurs, la limite supérieure est douteuse, bien que Fisons Ltd offre des unités de granulation à tambour unique pouvant atteindre 1 000 t/j.

Le coût d'une tour de prillage augmente assez peu avec la capacité, tandis que, pour les autres types de granulateurs, le taux d'augmentation du coût avec la capacité est en général plus élevé, en particulier si plusieurs unités sont nécessaires. La comparaison est aussi compliquée par les exigences de la récupération de la poussière et des fumées; si les conditions à satisfaire sont strictes, cela revient plus cher pour le prillage que pour la granulation. Donc, pour une petite unité (300 t/j), l'équipement peut être moins coûteux pour la granulation que pour le prillage, surtout si un dépoussiérage poussé est nécessaire. Pour des unités importantes, par exemple 1 200 t/j, il est probable que le coût en capital sera moindre dans le cas du prillage.

Ruskan a comparé, sur le plan économique, le prillage, la granulation en bac et la granulation en tambour asperseur, pour une capacité d'environ 600 t/j [20]. Les coûts d'exploitation estimés, pour le stade du prillage ou de la granulation seulement, sont :

	Coûts de fonctionnement estimés en dollars/tonne d'urée ^a	
	Sans les coûts en capital	Avec les coûts en capital ^b
Granulation en tambour asperseur	5,61	13,85
Granulation en bac	3,96	9,55
Prillage avec lavage	3,50	8,69
Prillage sans lavage	2,80	6,88

^aD'après Ruskan, chiffres convertis en tonnes métriques [20]

^bLes coûts liés au capital comprennent l'amortissement, le rendement de l'investissement et les intérêts sur le fonds de roulement

Le coût de premier établissement (1976) pour les quatre cas ci-dessus, lus approximativement sur un graphique donné par Ruskan pour une capacité de 600 t/j, sont [20] :

Granulation en tambour asperseur	4,2 millions de dollars
Granulation en bac	3,0 millions de dollars
Prillage avec lavage	2,5 millions de dollars
Prillage sans lavage	2,1 millions de dollars

Wagoner a comparé la granulation en bac et le prillage [15]. Pour une production de 363 t/j, le coût en capital était à peu près le même, 2 millions de dollars, et les coûts en production, y compris les charges liées au capital, étaient supérieurs de 1,36 dollar/tonne dans le cas de la granulation. Pour une capacité de 900 t/j, le coût en capital était de 3,9 millions de dollars pour la granulation en bac contre 3,1 millions pour le prillage et les coûts de production étaient plus élevés de 2,13 dollars/tonne pour la granulation en bac. Ces estimations ont été faites en supposant, dans le cas de la granulation en bac, la collecte à sec de la poussière qui, estimait-on, réduirait suffisamment la pollution, tandis que, pour le prillage, il n'était pas prévu de lavage et les normes américaines sur la pollution ne seraient probablement pas respectées.

Les deux auteurs ont conclu que les différences du coût en capital et des coûts d'exploitation n'étaient qu'un faible pourcentage du coût total de la production de l'urée et que les avantages de la granulation — meilleures propriétés physiques du produit et choix de granulométrie plus étendu — en justifiaient le coût supplémentaire éventuel. La même conclusion générale s'applique à la granulation en tambour asperseur. Bien que ce dernier procédé soit plus coûteux que la granulation en bac, on en a une expérience plus étendue, ce qui a conduit de nombreux fabricants à l'adopter.

11. Enrobage

L'urée prillée ou granulée peut, dans certaines régions, être vendue non enrobée, mais souvent, elle est traitée pour améliorer ses propriétés physiques et la rendre moins sujette à l'agglomération. Le traitement le plus courant aujourd'hui est l'addition de formaldéhyde — d'ordinaire 0,3 à 0,4 % — à la solution concentrée juste avant le prillage ou la granulation. Le formaldéhyde peut être ajouté sous forme d'une solution aqueuse à 37 % ou d'une solution contenant 59 % de formaldéhyde, 26 % d'urée et 15 % d'eau, dite "UF Concentrate-85". L'une et l'autre sont disponibles en wagons-citernes aux Etats-Unis et probablement dans d'autres pays. Grâce à ce traitement au formaldéhyde l'urée prillée et granulée acquiert de meilleures propriétés physiques et a moins tendance à s'agglomérer.

On emploie aussi l'enduisage de l'urée prillée ou granulée, mais on préfère de plus en plus le formaldéhyde. Les enduits sont des poudres telles que la terre d'infusoires, le kaolin, le talc, etc. On a utilisé un mélange d'environ 1 % d'argile et 0,5 % d'huile; celle-ci facilite l'adhérence de l'argile

à l'urée. Certaines poudres employées comme enduits adhèrent en l'absence d'huile. Les méthodes d'enrobage et l'adhérence des produits employés sont exposées, pour l'ensemble des engrais, dans le chapitre XXII.

Les Mines domaniales des Pays-Bas ont mis au point un enduit d'huile à viscosité moyenne, sans argile, afin de retarder l'absorption d'humidité par l'urée prillée. Ce produit est destiné à traiter l'urée qui sera vendue dans des pays à climat humide et chaud, où elle peut s'agglomérer rapidement, une fois le sac ouvert, avant d'être utilisée. Ce traitement serait efficace.

D. Besoins des procédés

La fabrication de l'urée sera étudiée, sur le plan économique, dans le chapitre XI. La présente section ne traite que des besoins correspondant aux différents procédés. Les besoins en services auxiliaires annoncés ou garantis par les sociétés d'ingénierie et de construction varient beaucoup et dépendent des exigences locales, du degré de prudence apporté à l'estimation et des variantes des procédés. De nombreux compromis sont possibles : on peut réduire les besoins en vapeur au prix d'une augmentation de la consommation d'électricité, ou d'un coût en capital accru par l'addition de récupérateurs de chaleur. On peut diminuer les pertes d'azote, mais cela entraîne un coût en capital et une consommation d'énergie plus élevés. Le respect des règlements sur la pollution peut obliger à augmenter beaucoup le capital engagé et la consommation d'énergie. Il est donc difficile de procéder à une comparaison exacte des procédés et nous n'essaierons pas de le faire.

Le tableau ci-dessous donne des fourchettes de besoins, par tonne d'urée, provenant de diverses sources, et une "valeur choisie" qui sera utilisée pour les estimations comparatives du chapitre XI. Ces besoins correspondent à des procédés avec recyclage total et ne comprennent pas les procédés intégrés de fabrication d'urée et d'ammoniac, dont on n'a que peu d'expérience.

	Fourchette	Valeur choisie
Ammoniac	0,57-0,58 t	0,575 t
Dioxyde de carbone	environ 0,76 t	0,76 t
Formaldéhyde ^a	2-4 kg	3,5 kg
Vapeur	0,9-1,5 t	1,2 t
Electricité	100-160 kWh	125 kWh
Eau de refroidissement ^b	55-100 t	70 t

^aOn peut recourir à d'autres produits ou, dans certains cas, n'en employer aucun.

^bSans recyclage.

Références

1. Honti, G. D. 1976. "Urea", in *The Nitrogen Industry*, Akademia Kiado, Budapest.
2. Tomlinson, T. E. 1970. "Urea-Agronomic Implications", *Proceedings of the Fertiliser Society* (London), No. 113.
3. Tennessee Valley Authority. 1975. "An Appraisal of the Urea Fertilizer Market in Asia", TVA Bulletin Y-95, Muscle Shoals, Alabama 35660.
4. Tennessee Valley Authority. 1973. "Crop Response to Biuret in Urea", TVA Bulletin Y-57, Muscle Shoals, Alabama 35660.
5. Gray, R. C. 1977. "Foliar Fertilisation with Primary Nutrients During the Reproductive Stage of Plant Growth", *Proceedings of the Fertiliser Society* (London), No. 164.
6. Slack, A. V. 1969. "Urea Technology, A Critical Review", TVA Circular Z-4, *Proceedings of the Seminar on Fertilizer Technology*, New Delhi, India.
7. Kaasenbrood, P. J. C. and H. A. G. Chermin. 1977. "The Urea Stripping Process, Stripping Technology, Phase Equilibria, and Thermodynamics", *Proceedings of the Fertiliser Society* (London), No. 167.
8. Lagana, V. and U. Zardi. 1977. "An Integrated Process for Ammonia-Urea Manufacture", *Proceedings of the Fertiliser Society* (London), No. 166.
9. Lagana, V. 1977. "Snamprogetti's Integrated Process—New Trend in Urea Production", *Chemical Age of India*, 28:944-952.
10. Cima, F., P. Casarin and A. Viglietto. 1977. "Small-Scale Urea Plants at Farmers Site with Snamprogetti Integrated Process", *Chemical Age of India*, 28:953-965.
11. "Realizing the Potential of the Small Ammonia Plant", 1976, *Nitrogen*, 100:77-79.
12. Hoffmeister, G. and C. P. Harrison. 1975. "Physical Testing of Fertilizers", Paper presented at the 170th National Meeting of the American Chemical Society, Chicago, Illinois.
13. Waggoner, D. R. 1975. "Granular Urea: Advantages and Processes", IFDC Report T-1, International Fertilizer Development Center, Muscle Shoals, Alabama 35660.
14. Young, R. D. and I. W. McCamy. 1967. "TVA Development Work and Experience with Pan Granulation of Fertilizers", *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, 45:50-56.
15. Waggoner, D. R., I. W. McCamy, G. C. Hicks and J. R. Gahan. 1974. "The TVA Pilot-Plant Development Work and Demonstration-Plant Experience in Pan-Granulation of Urea", *Proceedings of the 24th Annual Meeting of the Fertilizer Industry Round Table*, p. 70-79, Washington, D.C.
16. Skauli, O. 1974. "Pan Granulation of Ammonium Nitrate and Urea", Paper presented at the 168th National Meeting of the American Chemical Society, Atlantic City, New Jersey.
17. Reed, R. M. and J. C. Reynolds. 1974. "Progress Report on Spherodizer Granulation of Anhydrous Melts", *Proceedings of the 24th Annual Meeting of the Fertilizer Industry Round Table*, Washington, D.C.
18. "The Fisons Granular Urea Process", 1975, *Nitrogen*, 98:37-39.
19. Berquin, Y. F. 1977. "Prospects for Full-Scale Development of the Spouting Beds in Fertilizer Granulation", in *Granular Fertilizers and Their Production*, p.296-301, British Sulphur Corporation, London.
20. Ruskan, R. P. 1976. "Prilling vs. Granulation for Nitrogen Fertilizers", *Chemical Engineering*, 83(12):114-118.

X. Production, propriétés et utilisation des solutions azotées et application directe de l'ammoniac anhydre

A. Introduction

Ce chapitre traitera des engrais azotés liquides : les solutions azotées et l'ammoniac anhydre. La fabrication de ce dernier a été exposée dans le chapitre VI; nous parlerons de ses propriétés et de son usage en application directe. Les solutions azotées comprennent les solutions aqueuses d'ammoniac (ammoniac) et les solutions contenant du nitrate d'ammonium et/ou de l'urée, avec ou sans ammoniac libre. Les solutions ne contenant pas d'ammoniac libre, dites sans tension de vapeur, sont en équilibre avec l'atmosphère; celles qui en contiennent ont une certaine tension de vapeur, mais celle-ci peut être inférieure à la pression atmosphérique (solutions à faible tension de vapeur). Les solutions azotées sont surtout appliquées directement au sol comme engrais, bien qu'elles servent aussi à la fabrication d'engrais composés solides ou liquides (chapitre XIX).

Il n'existe malheureusement pas de données exactes, à l'échelle mondiale, sur l'utilisation de l'ammoniac anhydre et des solutions azotées. Le tonnage consommé est relativement faible en dehors des Etats-Unis, bien que, dans certains pays, il constitue une proportion très appréciable de la consommation totale d'azote. Nous donnons ci-dessous les données disponibles provenant de diverses sources. L'année indiquée est la période de douze mois finissant le 30 juin de cette année.

Australie. L'ammoniac anhydre et l'ammoniac ont fourni en 1977 environ 25% de la consommation totale d'azote (38% de l'azote contenu dans des engrais simples), chiffre supérieur de 35% à celui de 1976 (Statistiques sur la consommation d'engrais, Comité économique de l'ISMA, 1978).

Canada. En 1977, la forme d'azote la plus utilisée a été l'ammoniac anhydre : 22% de l'azote total, 35% de l'azote contenu dans des engrais simples; les solutions azotées n'ont fourni que 3,6% de l'azote total (Statistiques sur la consommation d'engrais, Comité économique de l'ISMA, 1978). D'après une autre source, les produits

liquides et gazeux ont représenté en 1977 31% de l'azote total.

Danemark. L'ammoniac anhydre a représenté 41% de la consommation d'azote en 1976, 36% en 1977 (Statistiques sur la consommation d'engrais, Comité économique de l'ISMA, 1978).

Royaume-Uni. Les solutions azotées ont fourni plus de 10% de l'azote contenu dans les engrais simples utilisés en 1977 (Statistiques sur la consommation d'engrais, Comité économique de l'ISMA, 1978). En 1976, les produits liquides représentaient 7,5% du marché des engrais et leur consommation augmentait de 10% par an. Les solutions ne contenant que de l'azote constituaient 60% du total des produits liquides, le reste étant surtout formé d'engrais composés liquides (*Fertilizer International*, 1978, 106:10).

France. En 1976, les solutions azotées formaient 10% du marché total de l'azote, l'ammoniac anhydre 2%. Par rapport au total des engrais azotés simples, les solutions azotées représentaient 15,3% et l'ammoniac 3,1% (Statistiques sur la consommation d'engrais, Comité économique de l'ISMA, 1978).

Mexique. La principale forme d'azote utilisée en 1977 a été l'ammoniac anhydre (28% de l'azote total) et l'on prévoyait que ce chiffre passerait à 33% en 1978 (estimations de GUANOMEX, septembre 1977).

Colombie. On estimait que les engrais liquides constituaient en 1975 10 à 20% du total des engrais (Lobo, P. 1975, "Liquid Fertilizer Technology Runs Gamut", *Fertilizer Solutions*, 19:46). L'ammoniac anhydre a constitué 10% de la consommation totale d'azote en 1977, contre 20% en 1976 (Statistiques sur la consommation d'engrais, Comité économique de l'ISMA, 1978).

En outre, on sait que dans de nombreux pays, dont la Belgique, le Brésil, la Chine, l'Espagne, l'Inde, le Japon, les Pays-Bas et la Suède, on utilise dans une certaine mesure les solutions azotées et/ou l'ammoniac anhydre, mais les données quantitatives manquent.

Aux Etats-Unis, environ 58 % des engrais azotés utilisés sont appliqués sous forme liquide; ce chiffre comprend la teneur estimée en azote des engrais composés liquides. On trouvera ci-dessous les quantités d'engrais azotés consommées aux Etats-Unis pendant les douze mois s'achevant le 30 juin 1977 [1].

Engrais azotés utilisés aux Etats-Unis en 1976-1977

	Milliers de tonnes de N	Pourcentage de N total
Ammoniac anhydre	3 664	38,0
Ammoniaque	120	1,2
Autres solutions azotées	1 528	15,8
Nitrate d'ammonium ^a	853	8,8
Urée	775	8,0
Sulfate d'ammonium	200	2,1
Phosphate d'ammonium ^b	92	1,0
Autres engrais azotés	107	1,1
Engrais composés ^c	2 312	24,0
Total	9 651	100,0

^aY compris l'ANL.

^bComprend 11-48-0, 13-39-9, 16-20-0, 21-53-0 et 27-14-0; les autres phosphates d'ammonium sont classés dans les engrais composés.

^cSolides et liquides.

Les avantages des engrais liquides en général seront étudiés dans le chapitre XIX "Engrais composés". Ils existent aussi pour les solutions azotées appliquées directement et certains d'entre eux pour ces mêmes solutions servant de produit intermédiaire pour la fabrication d'engrais composés. Dans le cas de l'ammoniac anhydre, le principal avantage est le bon marché. Le tableau ci-dessous donne les prix moyens payés par les cultivateurs des Etats-Unis pour divers engrais azotés.

Prix moyens payés par les cultivateurs des Etats-Unis pour les engrais azotés, le 15 octobre 1977

	Dollars/kg de N
Sulfate d'ammonium	0,55
Nitrate d'ammonium	0,47
Urée	0,40
Solution azotée (30 %)	0,44
Ammoniac anhydre	0,24

Source: "The 1978 Fertilizer Situation", U.S. Department of Agriculture, décembre 1977

B. Utilisation de l'ammoniac anhydre

Les procédés et les coûts de production d'ammoniac anhydre font l'objet d'exposés dans d'autres chapitres du présent document; cette section est consacrée à l'application directe du produit. Quelques caractéristiques physiques de l'ammoniac anhydre liquide sont reprises ci-dessous.

Caractéristiques physiques de l'ammoniac anhydre

	Valeur
Point d'ébullition ^d	33,4 °C (28 °F)
Point de fusion ^d	-77,7 °C (-108 °F)
Chaleur latente de vaporisation ^d	327,4 kcal/kg (589 Btu/lb)
Solubilité dans l'eau à 25 °C ^d	0,456 g/g H ₂ O
Tension de vapeur (pression relative) en kg/cm ²	
-18 °C (0 °F)	1,10 (15,7)
0 °C (32 °F)	3,35 (47,0)
38 °C (100 °F)	13,87 (197,2)
Poids spécifique	
-18 °C (0 °F)	0,6749
0 °C (32 °F)	0,6385
38 °C (100 °F)	0,5831
Limites du mélange explosif	16 à 25 % d'ammoniac dans l'air

^dSous la pression atmosphérique

L'ammoniac pur contient 82,245 % N; l'ammoniac "anhydre", qualité pour engrais, contient 82,02 % N (minimum), 0,2 à 0,5 % d'eau et moins de 5 ppm d'huile. C'est l'engrais le plus employé aux Etats-Unis pour application directe: 3,66 millions de tonnes d'azote, 38 % de l'azote total. La raison en est que c'est d'ordinaire la source d'azote la plus économique pour le cultivateur américain, en partie à cause des excellents moyens de transport et de stockage. Il y a aujourd'hui deux réseaux de pipelines pour le transport de l'ammoniac des régions de production aux principales régions de consommation et l'on projette de les développer. Il existe aux Etats-Unis de nombreux grands réservoirs de stockage d'ammoniac sous la pression atmosphérique, tels que celui représenté par la figure 1; leur capacité va de 5 500 à 45 000 tonnes. Ces réservoirs sont conservés à la pression atmosphérique en utilisant l'ammoniac comme réfrigérant pour maintenir le liquide à -33 °C; pour cela, on prélève de l'ammoniac dans le réservoir, on le comprime, on le refroidit par de l'eau pour le liquéfier et on vaporise le liquide obtenu dans le réservoir pour maintenir la température du contenu.

Des réservoirs analogues sont placés dans des péniches pour le transport de l'ammoniac liquide par les divers cours d'eau des Etats-Unis.

La figure 2 est la photographie d'une péniche de ce type, dont la capacité de transport est en général d'environ 2 400 tonnes d'ammoniac. Chaque péniche a son propre système de réfrigération. Les péniches forment d'ordinaire des trains dont la capacité de transport peut atteindre 20 000 tonnes. Pour le transport par rail, il existe maintenant de grands wagons-citernes sous pression, d'une capacité variant de 24 à 73 tonnes, et l'on transporte souvent l'ammoniac par trains entiers, pouvant compter jusqu'à 100 wagons, qui vont directement de la région de production à la région de consommation.

Figure 1. Réservoir de stockage sous la pression atmosphérique



Figure 2. Péniche réfrigérée pour le transport d'ammoniac



Source: Brett & Garcia

1. Vente au détail

La plupart des détaillants possèdent d'ordinaire des réservoirs de stockage sous pression d'une contenance variant de 49 000 à 189 000 litres. La pression ne doit pas y dépasser $18,7 \text{ kg/cm}^2$. Il est recommandé que tous les raccords soient radiographiés et que les réservoirs soient soumis, avant mise en service, à un traitement thermique de réduction des tensions. Les réservoirs sont en général munis d'un indicateur de niveau du liquide et d'un manomètre. Ils devraient aussi avoir un trou d'homme et une soupape de sûreté.

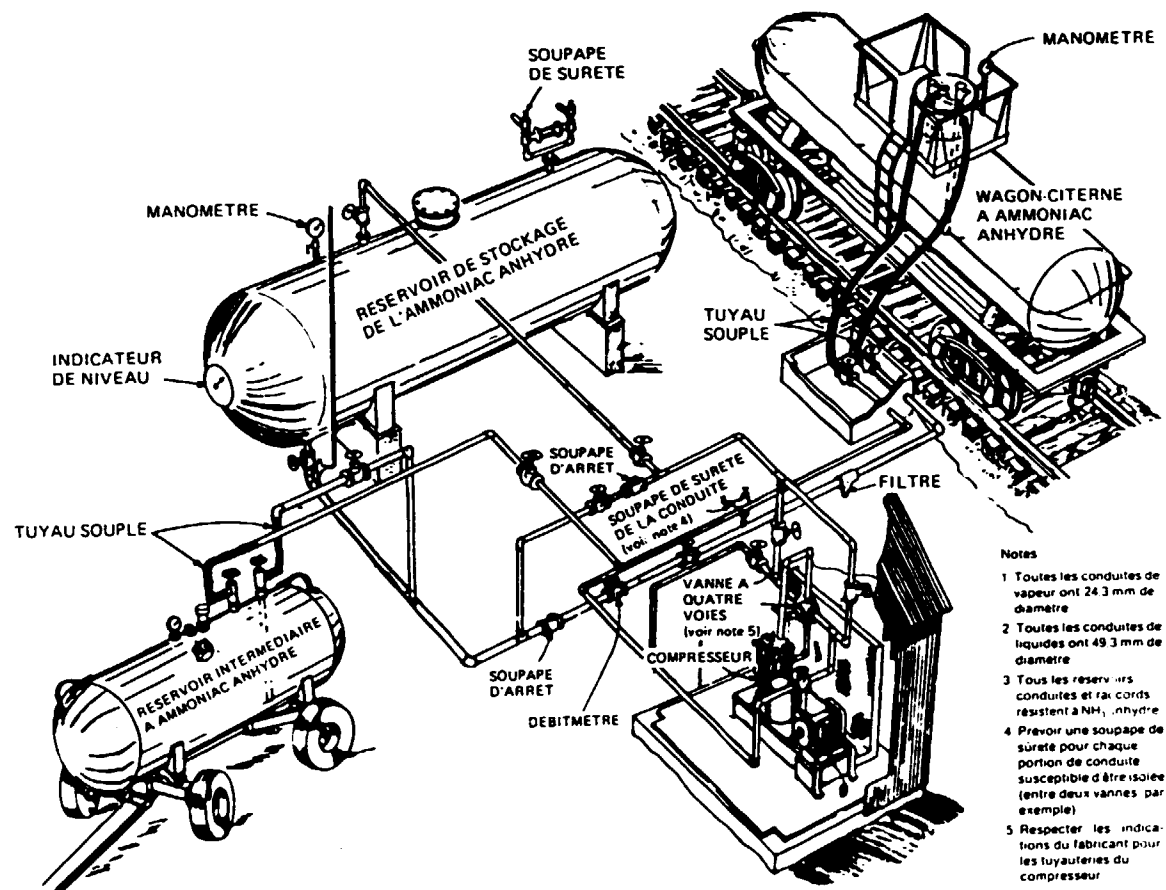
La figure 3 est un croquis de la disposition habituelle dans le cas d'un réservoir de stockage sous pression chez un détaillant. L'ammoniac liquide est transporté du wagon-citerne au réservoir de stockage au moyen d'un compresseur d'ammoniac ou d'une pompe à déplacement rectiligne alternatif (d'ordinaire à engrenages). Le compresseur d'ammoniac est le moyen le plus souvent utilisé (voir figure 3). Pour cela, on soutire de la vapeur d'ammoniac du réservoir de stockage et on l'envoie, par pompage, dans le camion-citerne. Ce soutirage refroidit le contenu du réservoir de stockage, la compression du gaz échauffe celui-ci, ce qui élève la température du contenu du wagon-citerne. Ces différences de température provoquent une différence de pression entre le wagon-citerne et le réservoir, ce qui permet de faire passer facilement l'ammoniac du premier au second.

Les sociétés qui emploient une pompe à mouvement rectiligne alternatif la munissent d'ordinaire d'une conduite de dérivation et d'un régulateur placé dans cette conduite, pour éviter le blocage de la pompe par un bouchon de vapeur quand on pompe du liquide dans le réservoir intermédiaire. Ces pompes sont de taille variable, mais on a adopté pour le tuyau de refoulement des diamètres atteignant 76 mm pour accélérer le transfert de l'ammoniac. Il ne faut jamais remplir complètement ni le réservoir de stockage ni les réservoirs intermédiaires, parce que la densité de l'ammoniac liquide varie beaucoup avec la température. On a constaté des cas de rupture de réservoirs dues à l'échauffement d'ammoniac qui était froid au moment du remplissage. Pour cette raison, le réservoir de stockage et les réservoirs des applicateurs ne sont pas d'ordinaire remplis à plus de 85 %. Au terminal du détaillant, les réservoirs des cultivateurs sont en général remplis par les mêmes appareils que ceux utilisés pour faire passer l'ammoniac des wagons-citernes dans le réservoir sous pression.

Des réservoirs intermédiaires sous pression, d'une capacité de 3 785 à 7 570 litres, servent souvent à transporter l'ammoniac du terminal du détaillant à la ferme. Leurs spécifications générales sont les mêmes que pour les réservoirs sous pression. A la ferme, on fait passer l'ammoniac du réservoir intermédiaire au réservoir de l'applicateur. La figure 4 montre cette opération effectuée au moyen d'une pompe. Certains cultivateurs remplissent l'applicateur en laissant simplement échapper du gaz ammoniac du réservoir de l'applicateur dans l'atmosphère; la pression de la vapeur d'ammoniac dans le réservoir intermédiaire envoie l'ammoniac liquide dans l'applicateur.

Les détaillants vendent d'ordinaire, outre l'ammoniac, d'autres engrais et d'autres fournitures agricoles; le plus souvent, ils fournissent le

Figure 3. Stockage sous pression de l'ammoniac anhydre



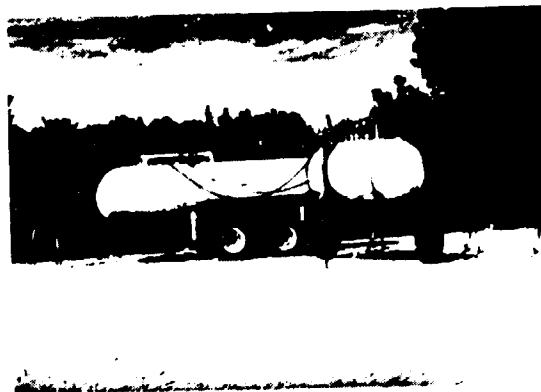
Notes

- 1 Toutes les conduites de vapeur ont 24,3 mm de diamètre
- 2 Toutes les conduites de liquides ont 49,3 mm de diamètre
- 3 Tous les réservoirs, conduites et raccords résistent à NH_3 anhydre
- 4 Prévoir une soupape de sûreté pour chaque portion de conduite susceptible d'être isolée (entre deux vannes par exemple)
- 5 Respecter les indications du fabricant pour les tuyauteries du compresseur

réservoir intermédiaire et livrent à la ferme. Le cultivateur applique d'ordinaire l'ammoniac anhydre avec son applicateur, mais il peut en louer un au commerçant.

Le coût d'un réservoir de stockage sous pression pour détaillant va de 18 000 dollars pour une contenance de 45 420 litres à 30 000 dollars pour 113 600 litres. A cause de la réglementation,

Figure 4. Passage de l'ammoniac du réservoir intermédiaire à l'applicateur du cultivateur, au moyen d'une pompe



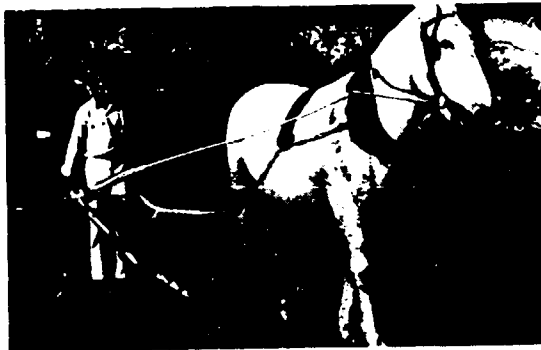
le réservoir intermédiaire fourni d'ordinaire par le détaillant a une capacité de 3 785 litres au plus et coûte environ 2 800 dollars.

2. Application de l'ammoniac anhydre

L'application directe de l'ammoniac a commencé pendant les premières années 40 avec un matériel assez rudimentaire. La figure 5 montre l'un des premiers applicateurs essayés. A mesure que l'efficacité agronomique de l'ammoniac anhydre était démontrée, on a mis au point et utilisé un matériel plus perfectionné.

Comme il est appliqué sous forme de liquide volatil, l'ammoniac anhydre doit être injecté à 15 à 25 cm au-dessous de la surface du sol, ce que l'on réalise d'ordinaire au moyen d'un couteau tel que ceux de la figure 6. Dans les terres sablonneuses meubles, il est souvent appliqué au moyen d'une dent flexible de cultivateur, également représentée dans la figure 6. La quantité appliquée est mesurée d'ordinaire par un appareil à orifice variable. On règle le débit en enfonçant plus ou moins dans l'orifice le bouchon obturateur en forme de V. Le diaphragme maintient constante la

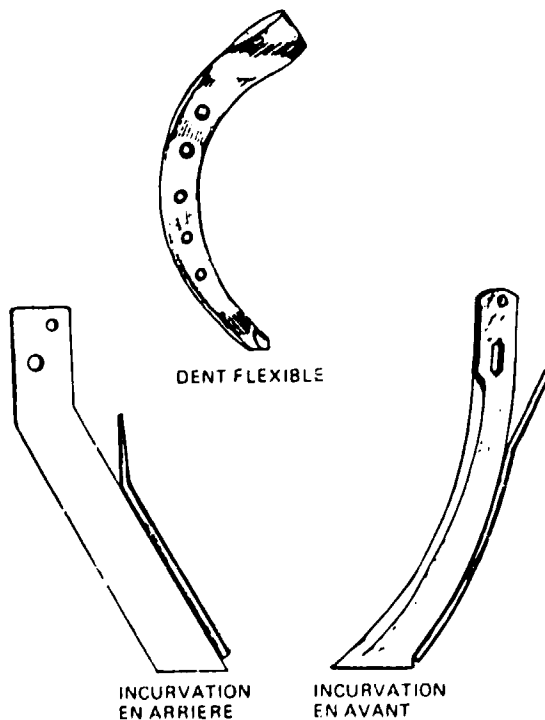
Figure 5. L'un des premiers applicateurs d'ammoniac



différence de pression à l'orifice. On règle le taux d'application en agissant sur la position du bouchon dans l'orifice et sur la vitesse de l'applicateur [2].

Certains cultivateurs aiment que le taux d'application de l'ammoniac soit indépendant de la vitesse de l'applicateur. Pour cela, le dispositif de mesure doit être actionné par une roue roulant sur le sol. Dans ce cas, on se sert le plus souvent d'une pompe à piston à débit étalonné. Le piston est actionné par une chaîne entraînée par une roue dentée fixée à une roue de l'applicateur. On modifie le taux d'application en agissant sur la course du piston. La pompe est munie d'un échangeur de chaleur où l'ammoniac provenant de la pompe se détend, ce qui refroidit l'ammoniac

Figure 6. Croquis de couteaux à ammoniac



aspiré par elle, de sorte qu'il ne se forme pas de bulles et que la mesure ne porte que sur de l'ammoniac liquide.

La taille des applicateurs d'ammoniac va du petit appareil à cinq rangées de la figure 7 à des applicateurs dont la largeur de travail peut atteindre 20 m, qui sont remorqués par des tracteurs à chenilles (figure 8) [3].

A cause de sa forte tension de vapeur, on ne peut pas appliquer l'ammoniac en surface sans perdre presque toute la nourriture des plantes. Cependant, une société a construit, à titre expérimental, un applicateur qui envoie l'ammoniac dans le sol sous une pression relative de 352 kg/cm²; il se déplace quelques pouces au-dessus du sol et pourrait servir pour appliquer de l'ammoniac anhydre aux prairies. L'appareil expérimental est trop lourd et il faudra l'améliorer pour qu'on puisse le faire remorquer par de plus petits tracteurs.

Aux Etats-Unis, on a cherché à réduire les coûts d'application, ce qui a été obtenu par un ou

Figure 7. Applicateur à cinq rangées

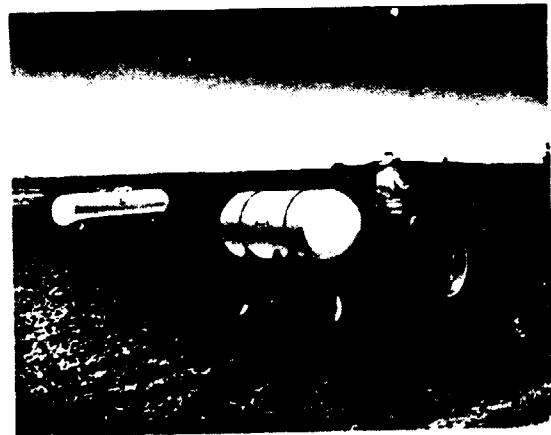


Figure 8. Applicateur d'ammoniac anhydre d'une largeur de travail de 20 m



plusieurs des moyens suivants. On peut utiliser de plus gros tracteurs pouvant remorquer un applicateur à plus grande largeur de travail, ce qui augmente la superficie traitée par jour et diminue donc le coût par hectare de la main-d'œuvre et de l'équipement. On peut aussi utiliser des machines appliquant l'ammoniac pendant d'autres façons culturales. La figure 9 est un schéma d'un appareil de ce type. Cela se fait depuis de nombreuses années dans l'une des régions céréalières où l'on applique de l'ammoniac anhydre pendant les façons culturales qui suivent la récolte : on laboure avec une charrue à socs triangulaires à une profondeur d'environ 75 à 100 mm, ce qui aide à détruire les mauvaises herbes, ameublir le sol et y laisse un paillis de chaumes qui empêche l'érosion par le vent et la pluie. On applique d'ordinaire 56 à 90 kg/ha d'ammoniac, sans pertes appréciables de celui-ci.

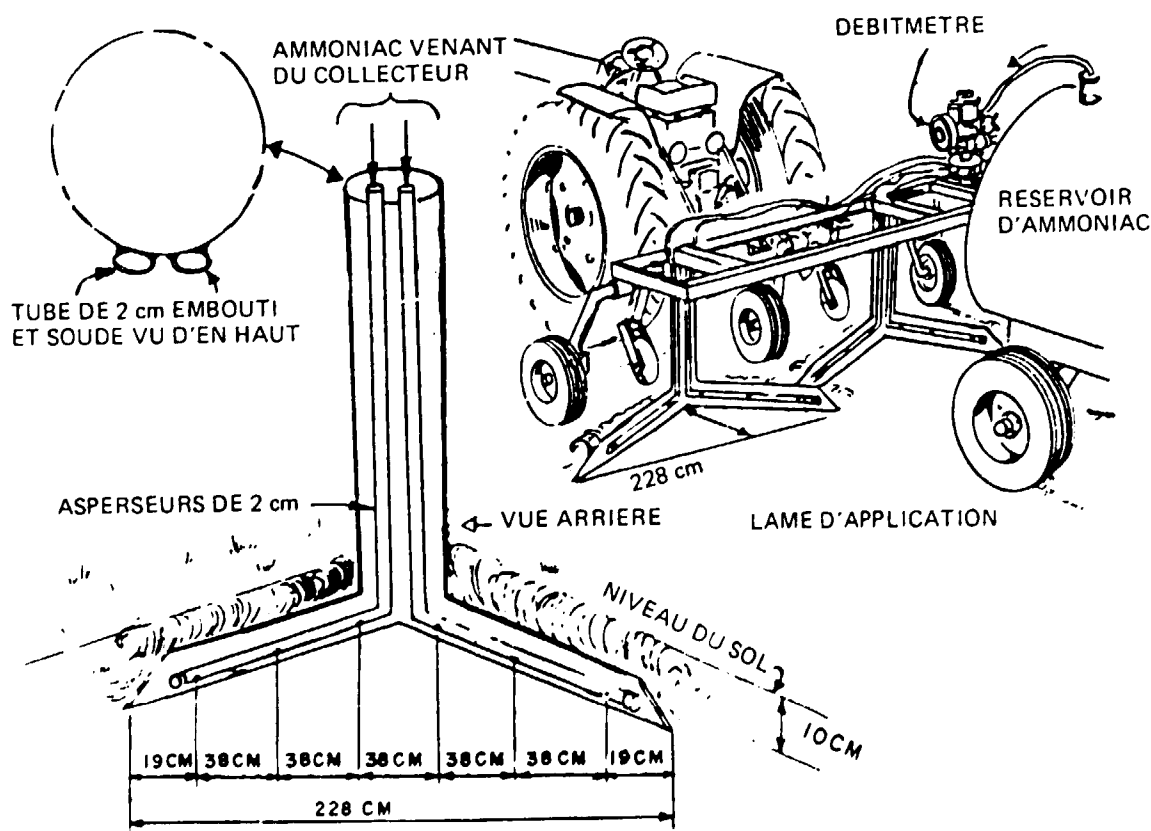
D'autres cultivateurs de la vallée de la Red River (Minnesota et Dakota du Nord) appliquent l'ammoniac pendant les labours, au moyen d'un tuyau à l'extrémité ouverte placé juste derrière une charrue à soc en forme de V, qui laboure d'ordinaire à 10 cm de profondeur.

Certaines sociétés ont essayé de maintenir l'ammoniac à l'état liquide assez longtemps pour

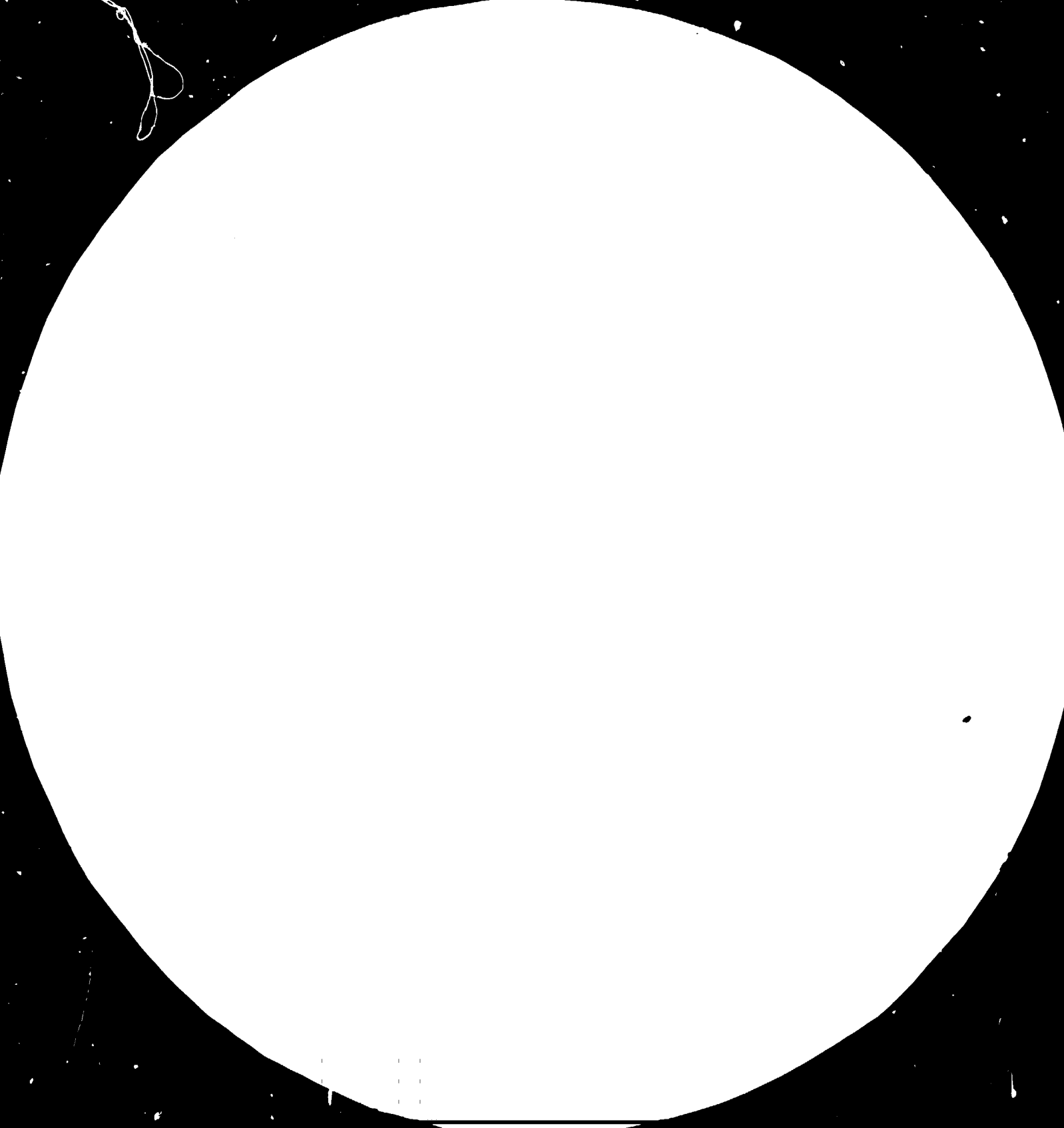
qu'il soit recouvert par le sol au cours de façons culturales classiques, telles que l'émottage, ce qui permet de supprimer un passage sur le terrain. Toutefois, ces recherches n'en sont qu'à leurs débuts et certains désaccords subsistent sur leurs avantages.

Un autre moyen d'économiser de la main-d'œuvre et du matériel est d'appliquer l'ammoniac anhydre en même temps que des pesticides ou des inhibiteurs de nitrification. On a démontré récemment que ces inhibiteurs réduisent l'activité des micro-organismes, ce qui retarde la transformation d'azote ammoniacal en azote nitrique et, par conséquent, la perte d'azote due au lessivage de cette dernière forme: l'azote est donc mieux utilisé. Cependant, l'inhibiteur, pour être efficace et réduire la durée du travail nécessaire, doit être appliqué en même temps que l'ammoniac. La figure 10 est un schéma du matériel utilisé pour appliquer l'ammoniac en même temps que des pesticides ou des inhibiteurs. Les additifs sont ajoutés après que l'ammoniac a traversé le débitmètre, ce qui évite le colmatage de celui-ci ainsi que la corrosion et la contamination du réservoir de l'applicateur. Lorsqu'un pesticide et de l'ammoniac sont appliqués de cette façon, un seul passage suffit.

Figure 9. Application d'ammoniac pendant une façon culturale



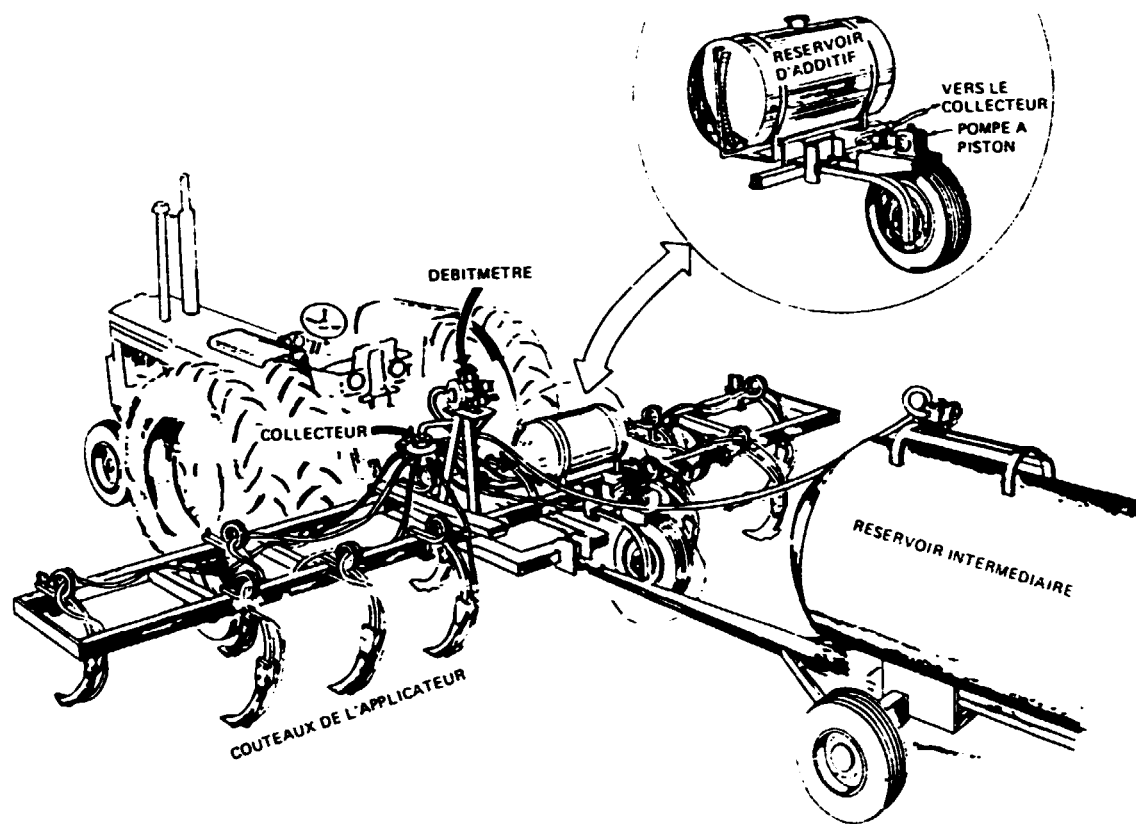
86.09.23
AD.87.11





MICROCOPY RESOLUTION TEST CHART
NATIONAL BUREAU OF STANDARDS-
1963-A
STANDARD REFERENCE MATERIAL 1010a
ANSI AND ISO TEST CHART No. 2

Figure 10. Equipement pour l'injection d'additifs dans l'ammoniac au cours de l'application



Le coût du matériel nécessaire pour appliquer l'ammoniac anhydre varie beaucoup suivant la taille de l'applicateur et les appareils auxiliaires. Habituellement, un petit applicateur à quatre rangées avec un réservoir de 757 litres coûte 2 300 dollars; un applicateur à huit rangées, 3 400 dollars. Dans ce dernier cas, l'applicateur remorque en général un réservoir intermédiaire de 3 785 litres, dont le coût est de 2 750 dollars. En revanche, les très grands applicateurs utilisés dans certaines régions céréalières, dont la largeur de travail est de 19,8 m, dotés d'une quarantaine de couteaux, coûtent à peu près 16 500 dollars. Le plus souvent, le coût de l'applicateur est faible par rapport à celui du tracteur qui le remorque.

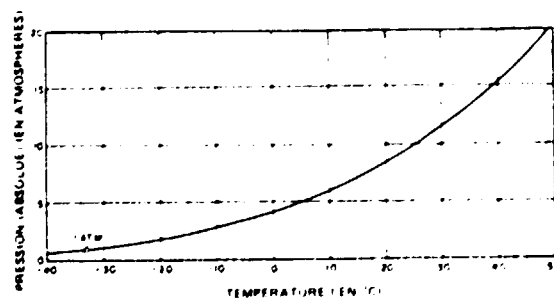
3. Sécurité de la manutention

La manutention d'ammoniac anhydre, comme celle de toute solution sous pression, présente certains dangers. Le commerçant et le cultivateur doivent connaître les caractéristiques de la tension de vapeur de l'ammoniac, pour éviter des ruptures de réservoir. On trouvera dans la figure 11 la tension de vapeur de l'ammoniac anhydre en fonction de la température. On voit que, pour une

température du liquide de 21 °C — température normale en été pour la plupart des régions consommatrices —, la pression relative est d'environ 8 kg/cm². Pour des températures d'été plus élevées, telles que 38 °C, cette pression peut atteindre 13,9 kg/cm². Les réservoirs normalement utilisés par les détaillants peuvent supporter, en service, des pressions relatives dépassant 18,6 kg/cm².

L'ammoniac est un alcali très réactif, et il faut le manipuler avec précaution. L'ammoniac liquide peut provoquer de graves brûlures; à l'état gazeux, il est très irritant pour les yeux et les voies

Figure 11. Tension de vapeur de l'ammoniac anhydre en fonction de la température



respiratoires. Des concentrations suffisamment élevées peuvent provoquer la mort par asphyxie. Du point de vue de la sécurité, il est heureux que le gaz soit si irritant que les ouvriers quittent spontanément la zone dangereuse avant d'avoir été intoxiqués. Bien entendu, cela ne protège pas contre un contact soudain avec le liquide ou une accumulation concentrée de gaz. On n'a pas fixé, à l'échelle mondiale, une concentration acceptable pour une exposition répétée de huit heures par jour, mais des services du Gouvernement fédéral des Etats-Unis étudient actuellement ce problème: plusieurs des Etats sont convenus d'adopter 100 ppm pour une exposition de huit heures; à cette concentration, on constate déjà une légère irritation des yeux et du nez. L'ammoniac anhydre a une très forte affinité pour l'eau: c'est pourquoi l'ammoniac liquide peut provoquer de graves brûlures de la peau. On admet de façon générale que l'exposition à des concentrations qui ne provoquent pas une gêne extrême n'a aucun effet sérieux ou durable. Nous énumérons ci-dessous quelques-unes des précautions à prendre pour manipuler l'ammoniac [4].

1. Avoir toujours sous la main une quantité largement suffisante d'eau propre.
2. Ne jamais s'approcher des bouches de tuyaux souples, des soupapes, ni des robinets.
3. Toujours porter des gants et des lunettes protectrices.
4. Toujours fermer les robinets et déconnecter les tuyaux souples quand on quitte la station de chargement sans y laisser personne.
5. Toujours s'assurer, avant de déconnecter des tuyaux souples ou d'autres accessoires, qu'ils ne sont plus sous pression.
6. Ne jamais remplir un réservoir à plus de 85 % de sa capacité.
7. Etre toujours présent lors d'opérations de transfert.
8. Ne jamais toucher aux soupapes de sûreté ni aux autres appareils de sécurité.
9. Ne jamais essayer de bricoler, ne se servir que d'appareils agréés.
10. Ne jamais remorquer sans être sûr du bon état de l'attelage et des chaînes de sécurité.

C. Solutions azotées en équilibre avec l'atmosphère

Ces produits sont, après l'ammoniac anhydre, l'engrais liquide le plus employé pour application directe. Aux Etats-Unis, leur consommation augmente plus vite que celle de l'ammoniac: en 1976, la consommation totale y a été d'environ

5,5 millions de tonnes, y compris la quantité qu'on estime avoir servi à produire des mélanges liquides. Les raisons les plus fréquemment avancées pour ce progrès sont:

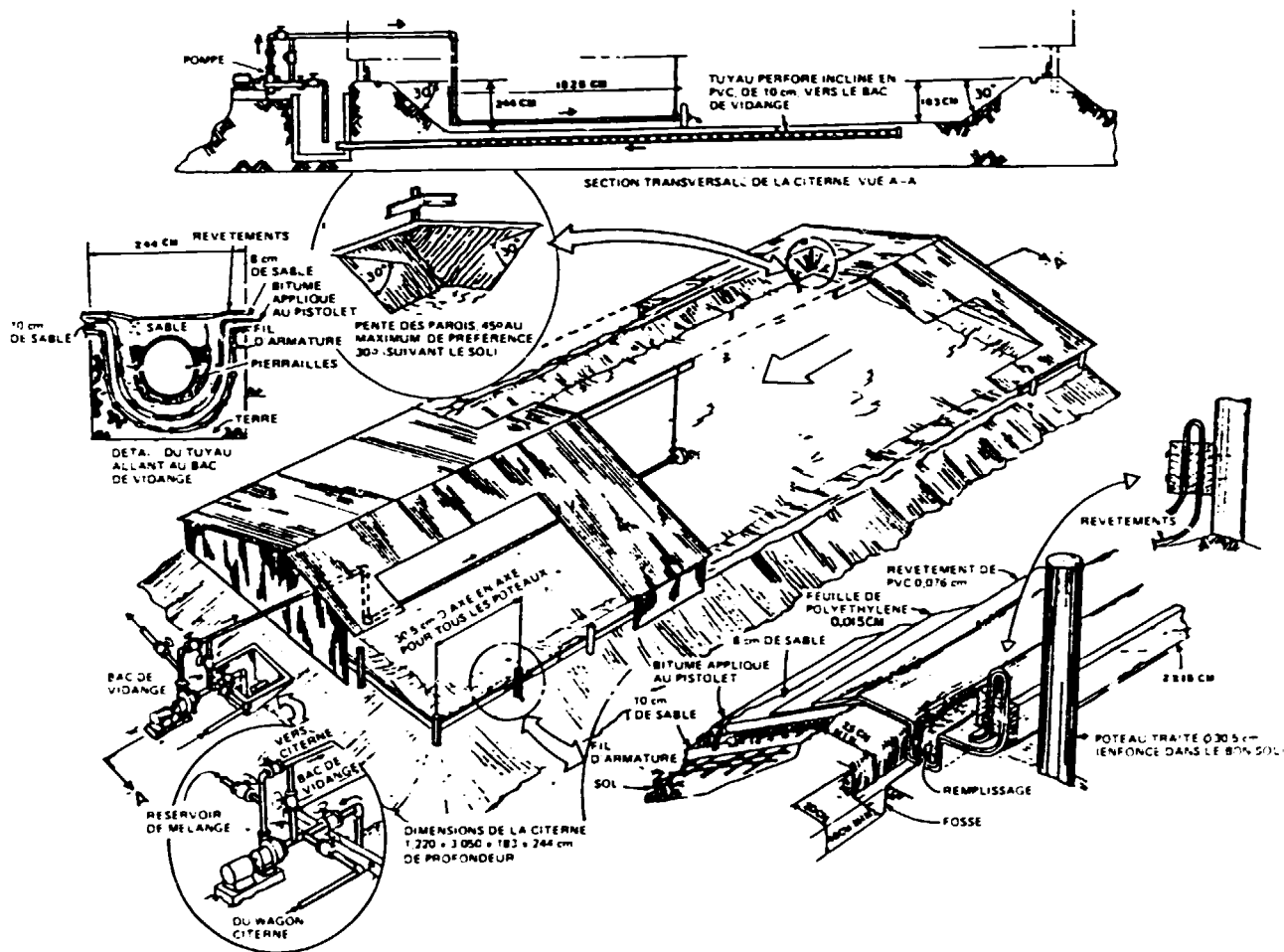
1. Ces solutions sont plus faciles à manipuler et à appliquer que les autres sources d'azote comme l'ammoniac ou les nitrates solides.
2. Elles peuvent être appliquées au sol de façon plus uniforme que les engrais solides.
3. On peut y incorporer des pesticides et appliquer les deux à la fois, ce qui supprime un passage sur le terrain.
4. On peut les injecter dans les réseaux d'irrigation.
5. On peut les transporter facilement au moyen de pipelines, de péniches et de wagons-citernes; leur transport est moins coûteux et moins dangereux que celui de l'ammoniac anhydre.
6. Les installations de stockage sont bon marché. On emploie souvent des citernes souterraines (voir figure 12), meilleur marché que les installations nécessaires pour la plupart des autres engrais azotés.
7. Elles sont une excellente source d'azote supplémentaire pour les mélanges liquides du type NPK.
8. Leur coût de production est moindre que pour la plupart des engrais azotés solides.
9. Leur manipulation est moins dangereuse que celle de l'ammoniac anhydre.

Ces solutions azotées sont d'ordinaire obtenues en ajoutant de l'eau à des solutions d'urée et de nitrate d'ammonium. Elles contiennent habituellement un inhibiteur de corrosion et on peut les stocker et les utiliser dans un équipement en acier doux. Les solutions de vente courante aux Etats-Unis contiennent 28, 30 ou 32 % d'azote. La température de dépôt de sels varie parallèlement à la concentration en éléments nutritifs. La figure 13 donne la solubilité des mélanges nitrate d'ammonium — urée — eau; elle est maximale quand le rapport, azote de l'urée/azote du nitrate d'ammonium est voisin de l'unité. On trouvera ci-dessous quelques-unes des propriétés physiques et chimiques de ces trois solutions.

Propriétés physiques et chimiques des solutions mixtes d'urée et de nitrate d'ammonium en équilibre avec l'atmosphère [5]

Teneur en N, en %	28	30	32
Composition en poids			
Nitrate d'ammonium, en %	40,1	42,2	43,3
Urée, en %	30,0	32,7	35,4
Eau, en %	29,9	25,1	20,3
Poids spécifique à 15,6 °C	1,283	1,303	1,32
Température de dépôt de sels, en °C	18 (1)	10 (+14)	2 (+28)

Figure 12. Citerne de stockage demi-enterrée à revêtement de chlorure de polyvinyle (PVC)

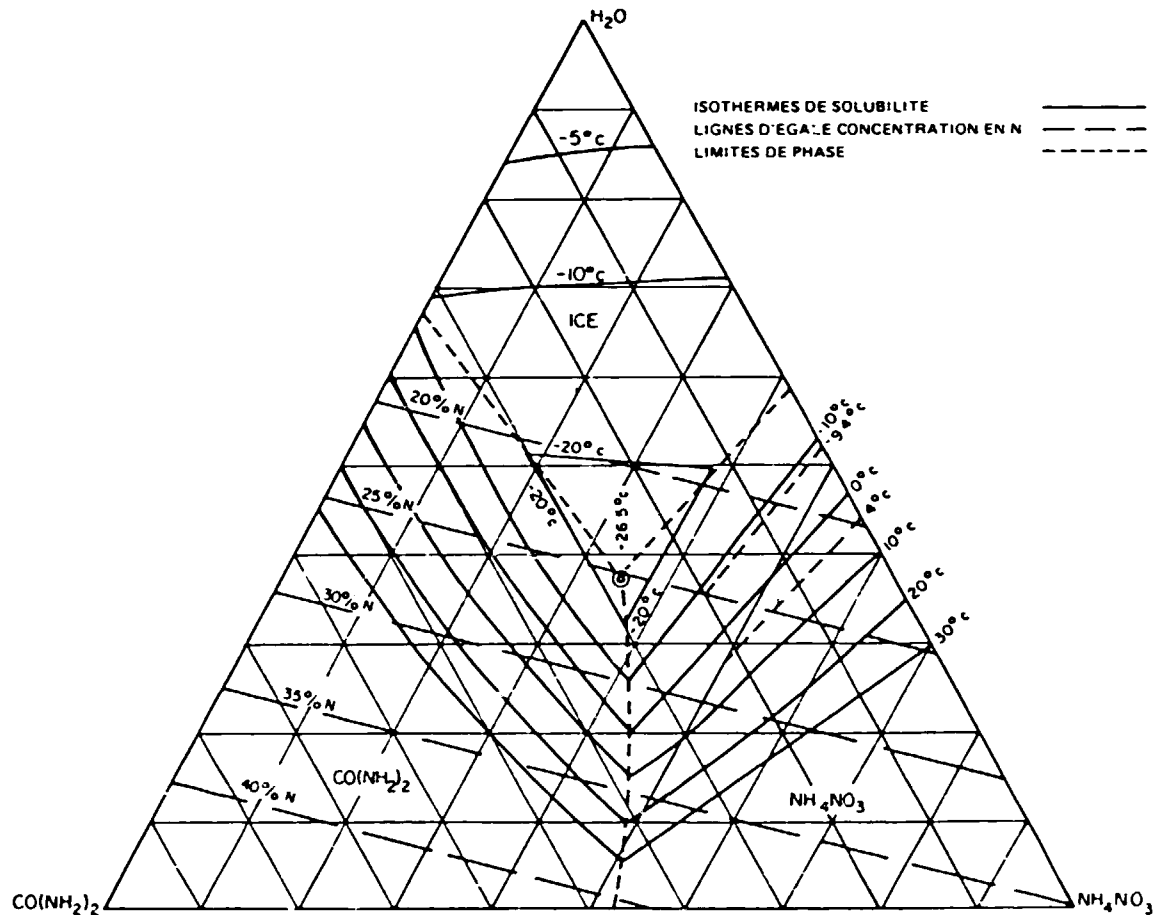


On peut adopter d'autres concentrations; une solution à 26 % d'azote, dont la température de dépôt de sel est - 25 °C, est commercialisée en Angleterre. Dans les pays tropicaux, on pourrait adopter des concentrations plus élevées, par exemple, une solution d'urée et de nitrate d'ammonium contenant 35 % d'azote aurait une température de dépôt de sels d'environ 15 °C. L'inhibiteur le plus utilisé est l'ammoniac anhydre; on en ajoute normalement environ 5 kg par tonne de produit, sous forme d'ammoniac libre, afin d'amener le pH de la solution à 7,0. Un autre inhibiteur dont l'efficacité a été prouvée est le phosphate d'ammonium; il suffit d'une faible quantité, en général environ 0,2 % (en P₂O₅). Le phosphate réagit avec les parois en acier doux sur lesquelles il forme un film de phosphate de fer qui empêche la corrosion ultérieure. Les agents inhibiteurs d'usage courant sont :

Inhibiteur	Concentration
Ammoniac (10-34,0)	0,5 (pH 7,0-7,5) 0,2 P.O.
Sulfocyanate d'ammonium (NH ₄ CNS)	0,2
Arsénite de sodium (NaHSO ₃)	0,1

Plusieurs sociétés de Californie, du Nebraska et l'Etat de Washington ont lancé récemment une solution d'urée contenant 18 à 19 % d'azote, obtenue à partir d'urée prillée ou granulée et d'eau à 49 °C. Une société fabriquant de l'ammoniac emploie la chaleur fournie par la dissolution de l'ammoniac pour chauffer l'eau servant à fabriquer la solution d'urée; elle signale qu'elle peut produire un lot de 8 tonnes de solution dans une installation simple formée d'un réservoir et d'une pompe de recirculation de taille moyenne (tuyau de refoulement de 76 mm de diamètre). La recirculation assure toute l'agitation nécessaire. Il faut environ une heure de mélangeage pour obtenir un lot de 8 à 10 tonnes. L'essai sur le terrain dans l'irrigation par aspersion a montré que la solution brûlait bien moins les feuilles que la solution d'urée et de nitrate d'ammonium employée parallèlement. Des essais à petite échelle ont aussi montré que la corrosion de l'acier doux était nettement moindre qu'avec une solution d'urée et de nitrate d'ammonium contenant un inhibiteur. D'après la plupart des sociétés, il est plus rentable de commercialiser une solution

Figure 13. Solubilité des systèmes nitrate d'ammonium-urée-eau



d'urée qu'une solution d'urée et de nitrate d'ammonium (28 à 32 % N), pourvu que l'urée soit mise en solution au niveau du détaillant et vendue dans un rayon de 24 km; elles estiment que le principal inconvénient de la solution d'urée est sa faible teneur en azote.

D'autres pays, comme l'Inde, ont fabriqué de petites quantités de solution d'urée en dissolvant de l'urée prillée dans l'eau. Ils signalent que, si l'urée prillée contient de la terre d'infusoires ou un produit analogue, il y a, au fond du réservoir, une très petite quantité de particules fines, mais cela ne pose pas de problèmes quant à l'application. Si l'urée a été enrobée au formaldéhyde, la solution est limpide et il n'y a aucun dépôt, parce que le produit formé (méthylène-urée) est également soluble dans l'eau.

1. Production de solutions mixtes d'urée et de nitrate d'ammonium

La production du nitrate d'ammonium et celle de l'urée ont été exposées dans des chapitres précédents. L'un et l'autre sont obtenus d'abord

en solution, à 75 à 85 % pour le nitrate d'ammonium, vers 70 % pour l'urée. La transformation en solides est très coûteuse et consomme beaucoup d'énergie (environ 1 million de kcal/t d'azote); il est donc préférable d'éviter ce stade pour l'obtention des solutions mixtes, c'est pourquoi celle-ci, tout au moins à grande échelle, est surtout implantée dans des usines où l'on produit soit le nitrate d'ammonium, soit l'urée, soit, le plus souvent, les deux.

Les procédés de production sont continus ou non. Dans les deux cas, ils sont simples et les deux solutions concentrées sont mesurées, mélangées, puis refroidies. La figure 14 est le schéma d'un système discontinu où un récipient de mélange et de pesée est placé sur une bascule. Les solutions sont pesées dans le réservoir, où l'on ajoute l'inhibiteur, pesé séparément. Après mélange, le produit fini est refroidi. Le procédé en continu est analogue, sauf que les solutions azotées, l'eau et l'inhibiteur sont mesurés et envoyés de façon continue dans une conduite analogue au mélangeur de la TVA de la figure 15. Le liquide provenant de la chambre de mélange est refroidi et pompé dans le réservoir de stockage.

La plupart des grandes installations fonctionnent en continu; l'une d'elles aurait une capacité de 233 000 t/an, et une seconde unité, de capacité analogue, est en construction au même endroit. Ces grandes usines sont souvent implantées là où un transport par péniche et/ou par pipeline est possible. Il existe aux Etats-Unis un réseau d'oléoducs pour le transport des produits pétroliers (essence, gasoil, etc.) qui est aussi utilisé pour le transport des solutions mixtes.

On s'est quelque peu intéressé ces derniers temps à l'obtention de solutions azotées à partir de l'urée prillée et du nitrate d'ammonium. Lorsque ces corps sont à l'état solide, on travaille d'ordinaire de façon discontinue dans un mélangeur et il faut chauffer l'eau pour réduire la durée de dissolution. La quantité de chaleur fournie suffit en général pour que la dissolution soit complète au bout de 30 minutes. Pour une durée raisonnable de mélange, il faut environ 75 kg de vapeur saturée par tonne. Ce procédé est plus coûteux que celui où l'on part de solutions, mais il arrive que certaines politiques spéciales de calcul des prix rendent préférable d'adopter des matières premières solides. Récemment, une société de transport d'ammoniac par pipelines, qui dispose

aussi d'un terminal sur un cours d'eau au voisinage du pipeline, a décidé qu'il était plus économique de produire, à partir de l'ammoniac, une solution chaude de nitrate d'ammonium à la sortie du pipeline et de la mélanger avec de l'urée prillée transportée par péniches. Dans ce cas, on n'a pas besoin d'eau chaude pour dissoudre l'urée ni d'un refroidissement de la solution azotée, parce que la chaleur fournie par la solution chaude de nitrate d'ammonium compense la chaleur de dissolution négative de l'urée. Cette compagnie a jugé plus rentable d'obtenir les solutions en un point éloigné de l'usine d'ammoniac, parce qu'il est plus économique de transporter l'ammoniac anhydre et l'urée (respectivement 82 et 46 % N) que des solutions (28 à 32 % N). Un système analogue est utilisé par une usine anglaise [6].

2. Application et utilisation

Les solutions azotées sont le plus souvent appliquées directement, mais une grande quantité sert à produire des mélanges liquides, le plus souvent épendus avec divers types de tuyères. Certains opérateurs préfèrent une tuyère à venti-

Figure 14. Fabrication en continu de solutions azotées

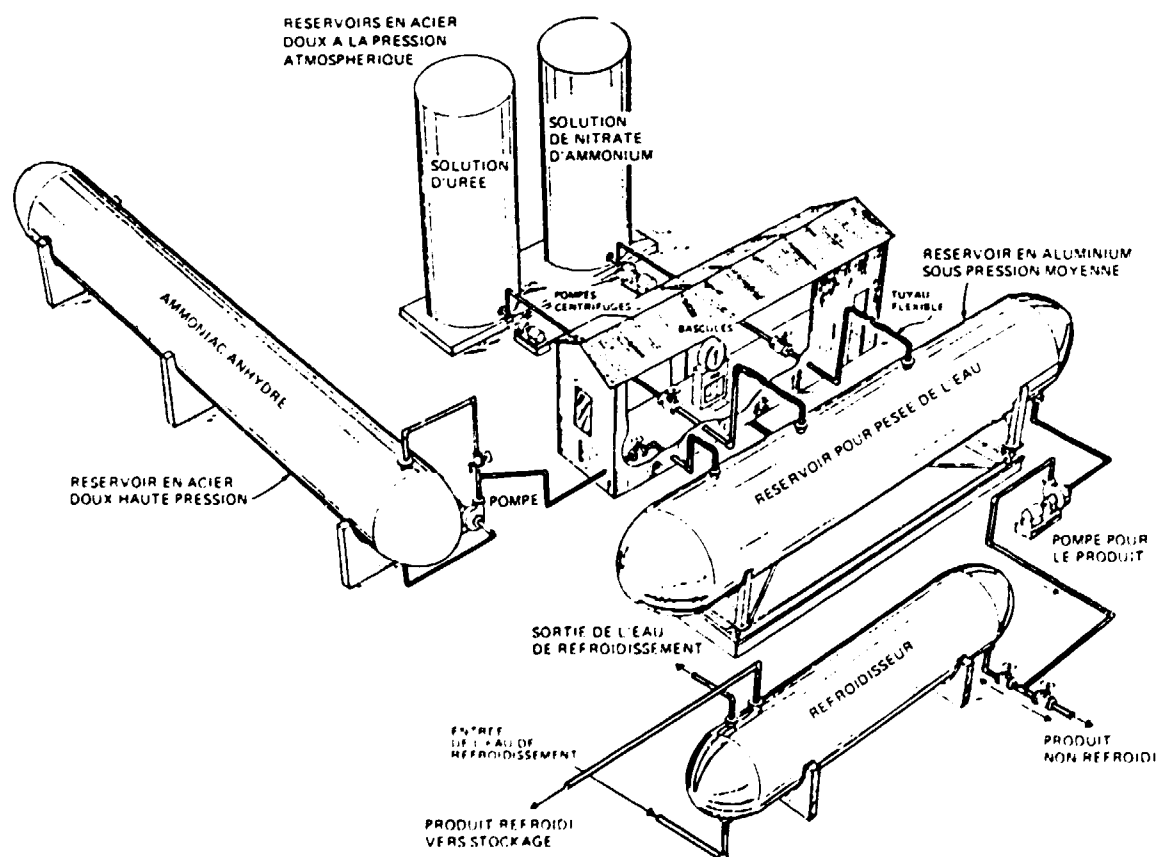
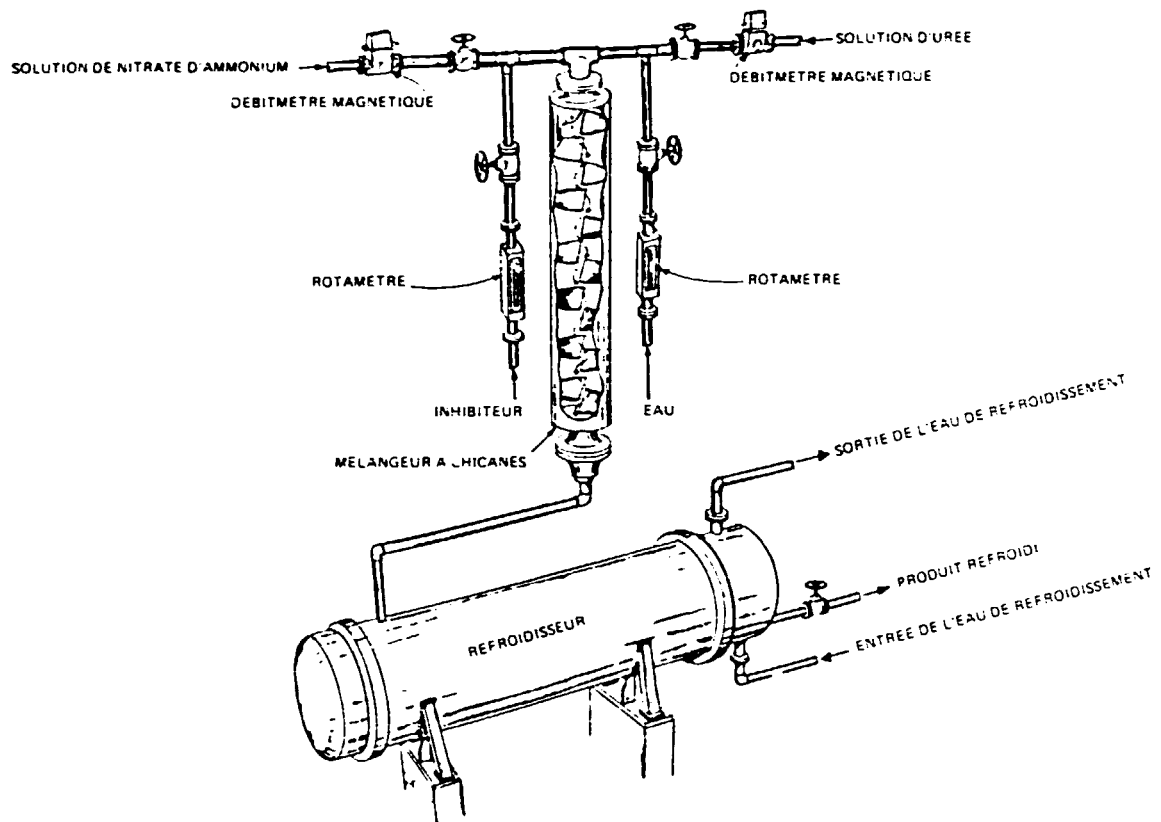


Figure 15. Procédé de la TVA pour la fabrication en continu de solutions d'urée et de nitrate d'ammonium



lateur pour appliquer des mélanges de solution azotée et d'herbicide. Ils disent obtenir une réponse uniforme à l'azote et une destruction uniforme des mauvaises herbes. D'autres disent que, dans ce cas, il y a une trop forte dérive quand le vent souffle et préfèrent des tuyères donnant des gouttes à peu près de la taille d'une goutte de pluie moyenne; la dérive est alors faible ou nulle et l'application est, là encore, uniforme sur toute la largeur.

Les applicateurs utilisés pour l'épandage sont de taille très variable, depuis le petit appareil remorqué par le tracteur d'un fermier (figure 16) jusqu'aux grands applicateurs automoteurs à grande portance (figure 17) qui tassent moins le sol, de sorte qu'on peut les employer par temps humide; ils peuvent appliquer une quantité adéquate de solution au taux de 0,71 ha/minute.

Les solutions azotées, en équilibre avec l'atmosphère, sont utilisées dans divers types d'irrigation, tels que le goutte à goutte, la rampe d'arrosage, le tuyau perforé ou la rigole. Cette façon de faire est souvent appelée "nourriture à la cuiller" de la récolte, parce que la solution est ajoutée à l'eau d'irrigation plusieurs fois pendant la saison de croissance, ou même de façon continue dans le cas de l'irrigation goutte à

goutte. L'appareil d'alimentation employé consiste d'ordinaire en un réservoir et une pompe à piston à débit étalonné. On modifie le débit en faisant varier la course du piston et le nombre de coups à la minute.

Certaines solutions sont mélangées avec d'autres liquides limpides, tels que 10-34-0, 11-37-0 et la potasse pour obtenir des mélanges liquides limpides. Les dosages courants sont 8-8-8, 21-7-0 et 12-4-4. La figure 18 représente un équipement

Figure 16. Applicateur d'engrais liquides remorqué

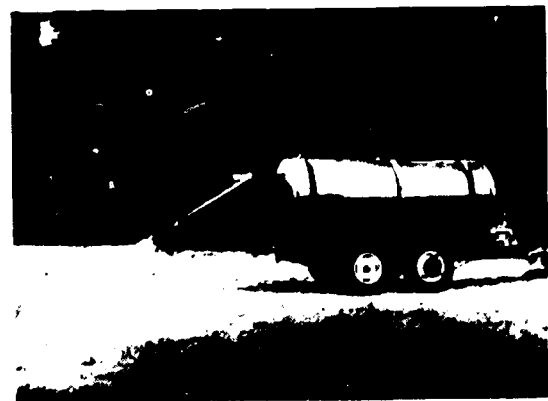
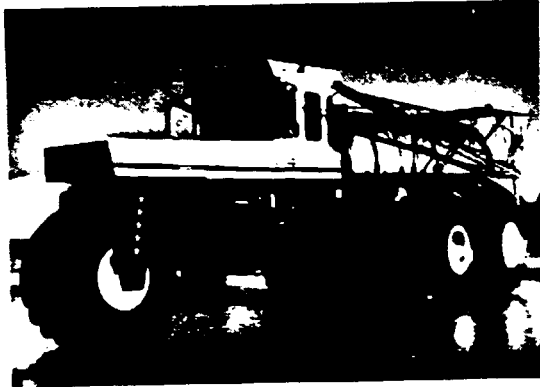


Figure 17. Applicateur à grande portance à cinq roues



classique pour mélange à froid. Les solutions azotées sont aussi utilisées en combinaison avec des matériaux en suspension dans des formules telles que 11-30-0 ou 13-38-0 (contenant 1,5 % d'argile comme agent gélifiant) et avec de la potasse pour produire des mélanges tels que 20-10-10, 14-14-14 et 24-8-8. On les emploie également avec l'acide phosphorique, l'ammoniac et la potasse pour obtenir des engrais liquides par mélange à chaud.

D. Ammoniaque

L'ammoniaque est bien moins utilisée que l'ammoniac anhydre, mais son usage se développe parce qu'elle offre une plus grande sécurité. La solution la plus courante contient 20 % d'azote et sa pression relative est nulle aux températures inférieures à environ 36 °C. On peut donc en général la stocker sous pression atmosphérique dans des récipients couverts qui, d'ordinaire, sont construits pour résister à une pression de 0,35 kg/cm² et munis de soupapes de sécurité fonctionnant dans les deux sens, réglées de façon à s'ouvrir respectivement pour des pressions absolues de 1,051 et 0,991 atm.

L'ammoniaque est en général fabriquée dans des centres de distribution proches des débouchés, par une installation en continu analogue à celle de la figure 19 [7]. L'ammoniac anhydre, l'eau et l'ammoniaque refroidie recyclée sont mélangés dans une simple chambre de mélange du type colonne. On ajoute assez d'eau pour ajuster le poids spécifique du liquide à celui de l'ammoniaque à 20 % N. La courbe de la figure 20 donne ce poids spécifique pour plusieurs températures. Avec une installation de ce genre, on peut d'ordinaire, en environ 5 à 8 heures, obtenir 206 tonnes

Figure 18. Installation de mélange d'engrais liquides

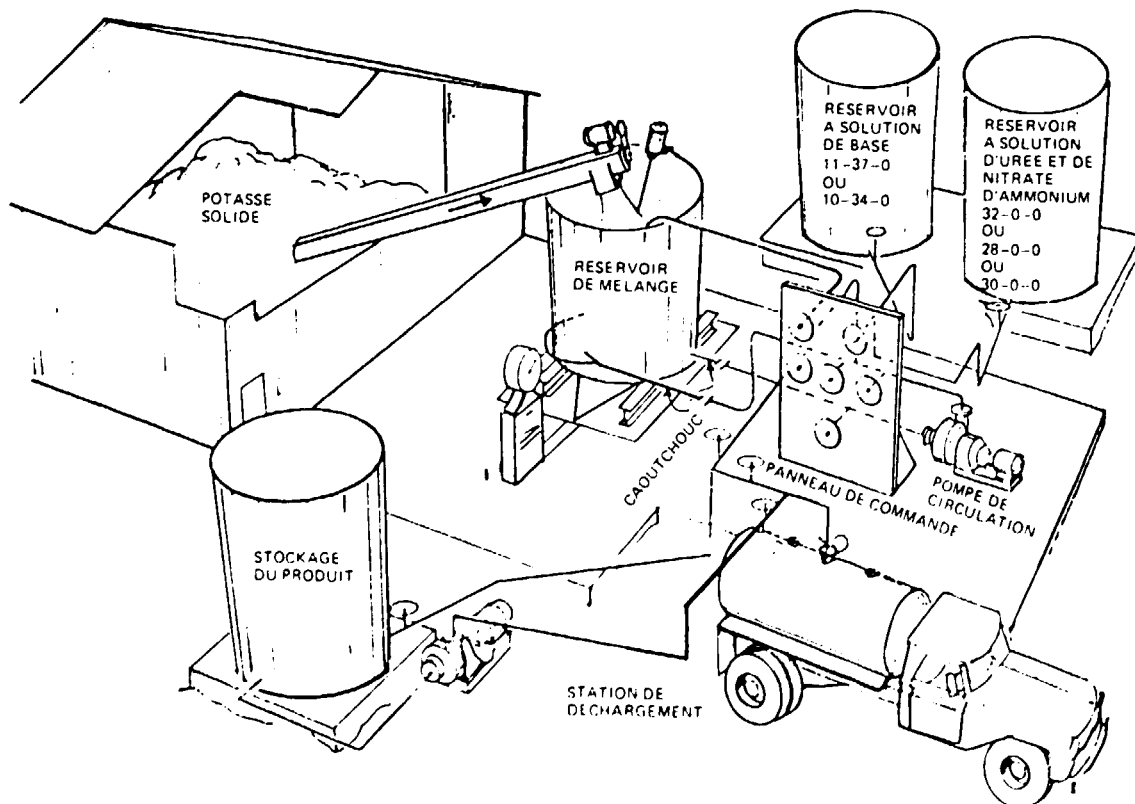
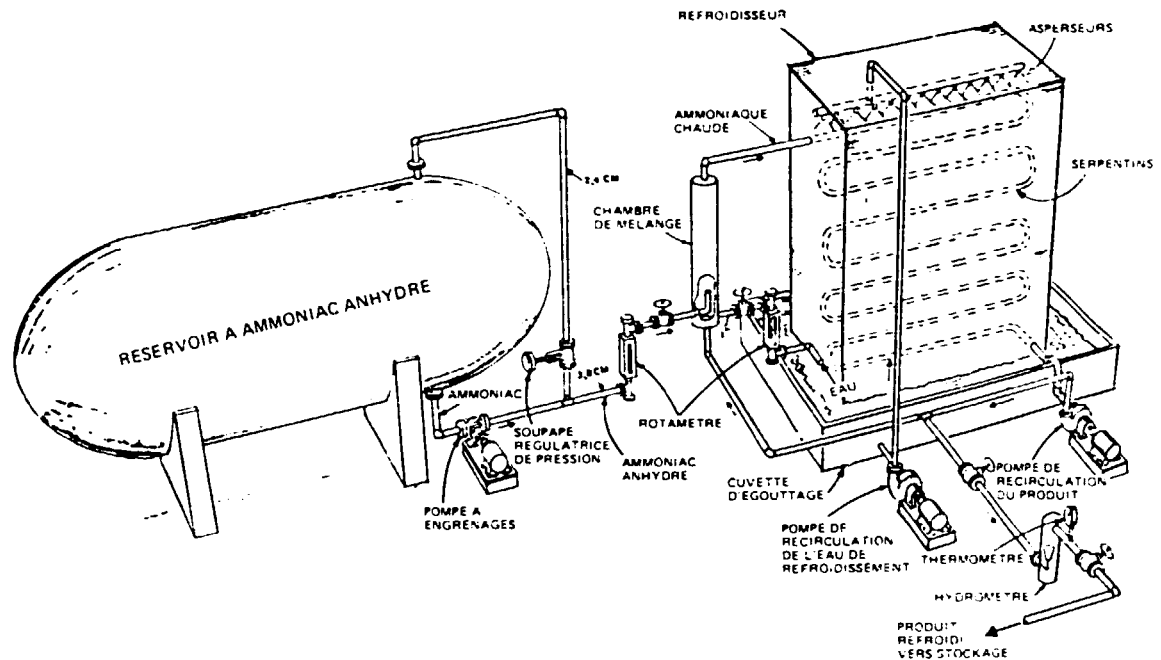


Figure 19. Appareil à ammoniac fonctionnant en continu

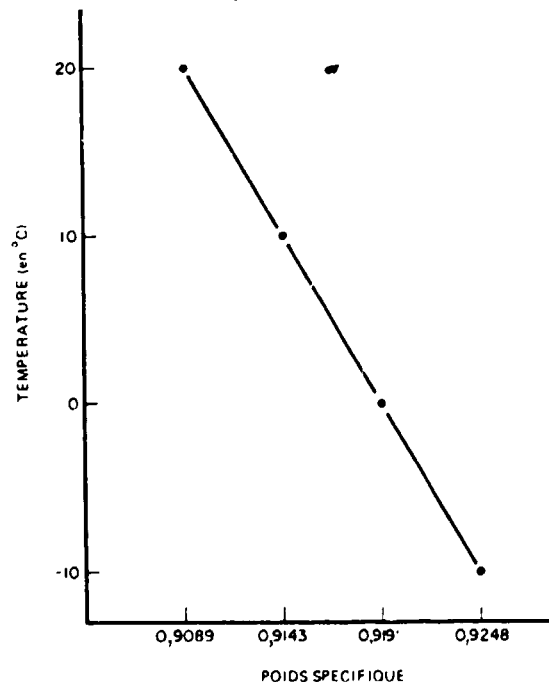


d'ammoniac à partir du contenu d'un wagon-citerne de 50 tonnes d'ammoniac anhydre. La rapidité de transformation dépend de la taille du refroidisseur employé.

Comme l'ammoniac n'a qu'une faible tension de vapeur, il n'est pas nécessaire de l'injecter aussi profondément dans le sol que l'ammoniac

anhydre. La plupart des opérateurs ont constaté que les pertes n'étaient pas excessives s'ils injectaient l'ammoniac à environ 7,5 à 12,5 cm au-dessous de la surface du sol, soit une profondeur moitié moindre que celle nécessaire pour l'ammoniac anhydre. Les applicateurs utilisés sont, comme pour l'ammoniac anhydre, munis de couteaux, mais, la profondeur étant bien plus faible, il faut beaucoup moins d'énergie et l'on peut arriver à un taux d'application bien plus élevé. De nombreux opérateurs ont constaté qu'ils pouvaient appliquer l'ammoniac, sans grandes pertes, au cours de façons culturales telles que labour, émottage, etc.

Figure 20. Poids spécifique, en fonction de la température, d'ammoniac à 20 % N (réf. 4 °C)



E. Solutions sous pression

De nombreuses solutions sous pression ont été utilisées aux Etats-Unis; ce sont d'ordinaire des mélanges d'ammoniac avec du nitrate d'ammonium et/ou de l'urée. Toutes ces solutions contiennent de l'eau, mais, pour certaines, la teneur en eau n'est que de 0,5%. Le tableau 1 donne quelques propriétés physiques et chimiques des solutions aqueuses d'ammoniac et de nitrate d'ammonium d'usage courant aux Etats-Unis; le tableau 2 fournit des données analogues pour les solutions d'ammoniac, de nitrate d'ammonium-urée et d'ammoniac-urée [5].

Ces solutions sont produites dans une installation fonctionnant en discontinu, identique à celle utilisée pour obtenir une solution d'urée et de nitrate d'ammonium en équilibre avec l'atmosphère.

TABLEAU 1. SOLUTIONS D'AMMONIAC ET DE NITRATE D'AMMONIUM

Numero de la solution ^d	Pourcentages				Poids spécifique à 16 °C	Pression relative en kg/cm ² à 40 °C	Température de dépôt de sels	
	N total	NH ₃ libre	NH ₄ NO ₃	H ₂ O			F	C
448(25-69-0)	44,8	25,0	69,0	6,0	1,124	1,20	6	-14
471(30-64-0)	47,1	30,0	64,0	6,0	1,103	1,90	-32	-36
466(25-74,5-0)	46,6	25,0	74,5	0,5	1,150	2,04	5	-15
490(34-60-0)	49,0	34,0	60,0	6,0	1,042	3,27	-52	-47
414(19-74-0)	41,4	19,0	74,0	7,0	1,186	0,56	64	18
440(28-60-0)	44,0	28,0	60,0	12,0	1,083	1,76	-36	-38
370(16,6-66,8-0)	37,0	16,6	66,8	16,6	1,182	0,07	48	9
410(26,3-55,5-0)	41,0	26,3	55,5	18,2	1,079	1,20	-25	-32
452(29,9-59,0-0)	45,2	29,9	59,0	11,1	1,070	1,83	-27	-33
452(26-68-0)	45,17	26,0	68,0	6,0	1,12	1,97	6	-14

^dDans le numéro de la solution, les trois premiers chiffres indiquent la proportion de N total (en dixièmes de pourcentage); les nombres entre parenthèses sont respectivement les pourcentages d'ammoniac libre, de nitrate d'ammonium et d'urée.

TABLEAU 2. SOLUTIONS AMMONIAC-NITRATE D'AMMONIUM-URÉE ET SOLUTIONS AMMONIAC-URÉE

Numero de la solution ^d	Pourcentages					Poids spécifique à 16 °C	Pression relative en kg/cm ² à 40 °C	Température de dépôt de sels	
	N total	NH ₃ libre	NH ₄ NO ₃	Urée	H ₂ O			F	C
449(28-40-15)	44,0	28,0	40,0	15,0	17,0	1,052	1,97	1	-17
444(25-55-10)	44,5	25,0	55,0	10,0	10,0	1,108	1,55	-23	-31
450(27-50-12)	45,2	26,7	50,0	12,0	11,3	1,085	2,11	-8	-22
490(33-43-13)	49,1	33,5	44,0	13,0	9,5	1,020	3,80	-26	-32
495(37-40-11)	49,5	37,0	40,0	11,0	12,0	1,039	4,22	50	-46
515(40-40-10)	51,6	40,0	40,0	10,0	10,0	0,983	5,48	-3	-19
370(25-0-35)	37,1	25,0	—	35,3	23,3	1,090	1,69	34	1
450(37-0-32)	45,0	36,6	—	32,0	31,4	0,929	3,80	17	-8

^dDans le numéro de la solution, les trois premiers chiffres indiquent la proportion de N total (en dixièmes de pourcentage); les nombres entre parenthèses sont respectivement les pourcentages d'ammoniac libre, de nitrate d'ammonium et d'urée.

phère (figure 14). Le réservoir est d'ordinaire réalisé de façon à pouvoir résister à des pressions atteignant 5,3 kg/cm². La technique de mélange est la même, sauf qu'il faut ajouter un composant supplémentaire, l'ammoniac anhydre, et que les conduites doivent pouvoir résister à des pressions de 5,3 kg/cm².

Utilisation des solutions azotées sous pression

Certaines applications directes ont été signalées, mais ces solutions servent surtout comme sources d'azote et d'ammoniac pour les usines fabriquant des engrais composés granulés. L'ammoniac libre des solutions réagit avec les superphosphates et les acides qui sont aussi ajoutés dans l'appareil; elles fournissent également de l'azote supplémentaire, sous forme de nitrate d'ammonium et/ou d'urée, ce qui permet d'atteindre des teneurs élevées en azote. L'appareil est d'ordinaire un granulateur rotatif, type TVA, où les solutions azotées sont ajoutées sous le lit roulant de réactifs. La réaction de l'ammoniac sur les autres produits fournit assez de chaleur et de

phase liquide à ajouter dans l'appareil, ce qui amène les petites particules à s'agglomérer pour donner des grains de la grosseur voulue pour un excellent stockage, une application uniforme et une bonne acceptation par le client. Quelquefois, on ajoute aussi de la vapeur pour favoriser la granulation. La solution de ce genre la plus employée contient 44,8 % d'azote total, 25 % d'ammoniac libre, 69 % de nitrate d'ammonium et 6 % d'eau; ensuite vient une solution pour laquelle les chiffres correspondants sont 47,1, 30, 64 et 6 %. Ces solutions ont été utilisées pour produire des engrais composés granulés tels que 15-15-15, 16-8-8, etc., mais, aux États-Unis, on tend à les remplacer pour cet usage par l'ammoniac anhydre. Les engrais composés seront étudiés dans le chapitre XIX qui traitera de l'utilisation de solutions azotées, d'ammoniac anhydre et d'acides; il exposera aussi le calcul des chaleurs de réaction et de la phase liquide pour des formules permettant d'obtenir une bonne granulation dans des installations classiques avec le granulateur-ammoniaqueur de la TVA.

Le remplacement de ces solutions par l'ammoniac anhydre est dû à ce que celui-ci revient

actuellement moins cher. En conséquence, la plupart des usines utilisent maintenant de bien plus grandes quantités d'acides sulfurique et phosphorique pour fixer l'ammoniac utilisé. Souvent, les solutions azotées ont été remplacées par du sulfate d'ammonium, obtenu comme sous-produit. Récemment, certaines sociétés ont préféré l'urée, qui est bon marché. En général, l'urée et l'ammoniac anhydre peuvent être livrés à l'usine moins cher que les solutions azotées et l'on prévoit donc qu'elles seront moins employées dans l'avenir comme source d'ammoniac et d'azote par les usines fabriquant des engrais granulés.

Outre les solutions figurant dans les tableaux 1 et 2, une solution d'ammoniac et d'urée à basse pression a été fabriquée en Europe et expédiée au Brésil comme matière première pour la granulation [8]. Sa pression relative est nulle jusque vers 35 °C et on l'estime à seulement 0,35 kg/cm² à 41 °C. Elle contient 33 % d'azote, 16 % d'ammoniac libre, 44 % d'urée et 40 % d'eau.

La société brésilienne qui a reçu cette solution a estimé sans danger de la stocker, sous pression atmosphérique, dans un réservoir qui servait auparavant pour le pétrole brut. Lorsque la surface du liquide était recouverte d'une couche de plusieurs pouces de pétrole brut, il n'y avait aucune perte d'ammoniac. Cette solution a servi à fabriquer des engrais granulés dans une usine où se trouvaient à la fois un granulateur rotatif et un granulateur à bac. L'expérience brésilienne a montré que cette solution serait probablement utilisable dans les pays en développement.

F. Résumé

L'ammoniac anhydre liquide, l'ammoniaque et les solutions azotées sont les principales sources d'azote aux Etats-Unis, au Canada, au Mexique et au Danemark; ce sont des sources de plus en plus importantes dans plusieurs autres pays. Aux Etats-Unis, environ 60 % de l'azote sont appliqués sous forme liquide. L'usage de ces produits se répand parce que ce sont d'ordinaire l'une des sources d'azote les plus économiques; de plus, leur fabrication consomme moins d'énergie que celle des composés solides. Ce sont surtout les solutions en équilibre avec l'atmosphère dont l'utilisation augmente, parce qu'elles sont faciles à manipuler, stocker et appliquer. L'application avec l'eau d'irrigation est particulièrement répandue. De plus, ce sont d'excellents vecteurs de pesticides et d'oligo-éléments nutritifs; elles servent de sources d'azote supplémentaires pour les engrais composés liquides. Les solutions à pression moyenne d'ammoniac et de nitrate d'ammonium, avec ou sans urée, semblent de moins en moins utilisées comme source d'ammoniac et d'azote pour la fabrication d'engrais composés granulés; elles sont remplacées par l'ammoniac anhydre et les composés azotés solides.

Certains pays en développement ont commencé à utiliser les solutions azotées à faible pression et quelques pays d'Asie et d'Amérique latine ont montré beaucoup d'intérêt pour l'application d'ammoniac anhydre, d'ammoniaque ou d'autres produits liquides.

Références

1. U.S. Department of Agriculture, 1977, *Commercial Fertilizers: Consumption for the Year Ended June 30, 1977*, Washington, D.C.
2. Tennessee Valley Authority, 1970, *Application of Fluid Fertilizers*, TVA Circular Z-6, Muscle Shoals, Alabama.
3. Achorn, E. P. et al. 1977, "Latest Techniques in Application of Anhydrous Ammonia", Paper presented at TVA Fertilizer Conference, July 26-27, 1977, Kansas City, Missouri.
4. Agricultural Ammonia Institute, 1969, *Agricultural Anhydrous Ammonia Operator's Manual*, Reprint No. M-7-1969, 48 pages, Memphis, Tennessee (this organization is now consolidated with The Fertilizer Institute, Washington, D.C.).
5. National Fertilizer Solutions Association, 1967, *Liquid Fertilizer Manual*, Peoria, Illinois.
6. Palgrave, D. A. 1978, "Recent Liquid Fertilizer Developments in Britain", *Fertilizer Solutions*, 22:108-112.
7. *Ammonia*, Spencer Chemical Co., Kansas City, Missouri (this company was later consolidated with Agrico Chemical Company).
8. Achorn, E. P. and Owen W. Livingston, 1972, "Ammonia-Urea Solution for Ammoniation Granulation in Brazil", TVA Bulletin Y-45 (prepared for AID), Tennessee Valley Authority, Muscle Shoals, Alabama.

XI. Quelques facteurs influençant le choix d'engrais azotés

A. Introduction

Normalement, le but recherché lorsqu'on choisit le ou les engrais azotés à produire et à commercialiser est, ou devrait être, de déterminer les produits qui fourniront le plus grand accroissement de valeur de la récolte par dollar dépensé. Ce problème n'est pas simple: il faut estimer le coût de la fabrication ou de l'achat des produits, le coût de leur commercialisation et de leur distribution, l'efficacité, sur le plan agronomique, des différents produits envisagés et la valeur de l'accroissement de la production agricole. La réponse peut différer suivant les récoltes et suivant les régions. Souvent, il faut un compromis entre le coût de la fabrication et de la distribution d'une part, l'efficacité agronomique d'autre part. Pour répondre à la question de savoir s'il faut fournir l'azote sous deux ou plusieurs formes pour satisfaire divers besoins, il faut se demander si le bénéfice supplémentaire vaut le surcoût éventuel. Enfin, on doit décider s'il faut fabriquer seulement des engrais azotés simples ou s'il faut aussi fournir de l'azote sous forme d'engrais composés. La plupart des pays ont jugé utile de combiner les deux.

B. Considérations agronomiques

On dit souvent que tous les engrais azotés sont également efficaces lorsqu'ils sont bien utilisés. Cela n'est pas tout à fait exact, à moins qu'on ne définisse une bonne utilisation comme le fait d'éviter certains emplois où tel ou tel produit a obligatoirement une faible efficacité. D'une façon peut-être plus précise, il faut se demander comment les produits seront utilisés. Il est très difficile de changer les habitudes et les pratiques d'un grand nombre de cultivateurs et, en fait, il peut ne pas être rentable de le faire si les pratiques proposées impliquent un équipement trop coûteux pour les petits fermiers. L'efficacité des engrais doit donc être évaluée d'après la façon dont les cultivateurs les utiliseront probablement, d'après la façon dont il faudrait les utiliser pour une efficacité maximale.

On peut classer les engrais azotés en trois groupes, suivant que l'azote est présent sous

forme ammoniacale, sous forme nitrique ou sous forme d'un mélange des deux. On pourrait ajouter un quatrième groupe, les composés organiques complexes. Les engrais organiques naturels sortent du cadre du présent manuel et les composés synthétiques autres que l'urée sont étudiés séparément, avec les engrais à action lente (chapitre XXI).

Les engrais ammoniacaux sont l'ammoniac anhydre, l'ammoniaque et les sels d'ammonium, sulfate, phosphates, chlorure, carbonate et bicarbonate. L'urée est rattachée à ce groupe, puisqu'elle s'hydrolyse facilement dans le sol pour donner du carbonate d'ammonium.

Les engrais nitriques sont les nitrates de sodium, de potassium et de calcium. Les engrais contenant à la fois de l'azote ammoniacal et de l'azote nitrique sont surtout le nitrate d'ammonium et divers mélanges qui en contiennent tels que les solutions d'urée et de nitrate d'ammonium, le nitrophosphate d'ammonium, etc.

Les engrais ammoniacaux ont certaines propriétés communes. La plupart des plantes ne peuvent utiliser efficacement l'azote ammoniacal (le riz constitue une exception importante); l'utilisation dépend donc alors de la transformation dans le sol de l'azote ammoniacal en azote nitrique, qui se produit par une série de processus microbiologiques; elle est d'ordinaire très rapide dans les sols chauds. Cependant, cette réaction exige de l'oxygène et ne peut se produire quand l'air ne peut pénétrer dans le sol, par exemple s'il est inondé. La nitrification se ralentit quand la température du sol diminue et, à 10 °C et au-dessous, elle est pratiquement arrêtée. Pour cette raison, on préfère, dans les climats froids, les engrais contenant au moins une certaine quantité de nitrates pour les plantes qui ont une croissance appréciable au début du printemps, quand les températures du sol sont basses. De nombreuses plantes, telles que le maïs et le coton, ne peuvent germer ni croître dans des sols froids et, pour elles, il est peu probable que la vitesse de nitrification joue un rôle.

L'azote ammoniacal est absorbé par les colloïdes du sol et résiste donc au lessivage. A cause de sa nitrification rapide dans la plupart des

cas, cet avantage est de courte durée et donc sans grand intérêt. Il y a deux exceptions importantes :

1. Quand un engrais ammoniacal est placé dans la zone réductrice (anaérobie) d'un sol inondé, il reste ammoniacal, donc résistant au lessivage, tant que la zone reste anaérobie. Comme les plants de riz peuvent utiliser efficacement l'azote ammoniacal, cela fournit une possibilité importante de réduire les pertes d'azote par lessivage ou volatilisation.
2. Comme l'azote ammoniacal ne se nitrifie pas dans les sols froids, il peut être appliqué vers la fin de l'automne, en vue des semences de printemps, sans danger de perte par lessivage au cours de l'hiver dans les climats où, pendant cette période, la température du sol reste inférieure à 10 °C. Cela permet aux cultivateurs de profiter d'un prix bas ou d'une offre abondante éventuelle pendant l'automne et d'appliquer l'engrais à une époque où ils ont moins de travail que pendant les semences de printemps.

Si l'on applique l'azote ammoniacal en surface, il y a des pertes plus ou moins sérieuses par volatilisation de l'ammoniac suivant la nature de l'engrais, le pH du sol, la température, etc. L'ammoniac anhydre se volatiliserait instantanément; il faut donc l'injecter au moins 10 cm sous la surface pour éviter de fortes pertes. Il en est de même de l'ammoniaque à la concentration habituelle, 25 % d'ammoniac. L'ammoniaque diluée, à 5 % d'ammoniac, peut être appliquée en surface sans pertes sérieuses, tout au moins sur certains sols. Dans le cas de l'urée, les pertes peuvent être moyennes à importantes, en particulier dans les climats chauds et humides ou sur des sols calcaires. Pour le riz aquatique, la perte d'ammoniac par application en surface de l'urée dépend du pH de l'eau, non de celui du sol. Si l'urée est appliquée en surface sur un sol non inondé, les pertes dépendent de la rapidité de transformation de l'urée, par hydrolyse, en ammoniac et dioxyde de carbone; on peut les empêcher dans une large mesure si elle est enterrée peu après l'application, ou s'il pleut en temps voulu ou si l'on irrigue.

Les pertes d'ammoniac sont sérieuses avec le bicarbonate d'ammonium, à moins qu'il ne soit enterré. Les pertes sont relativement faibles pour les autres sels d'ammonium, mais elles peuvent être appréciables si on les applique à la surface de sols fortement alcalins ou si l'eau d'irrigation est alcaline, surtout dans le cas du phosphate diammonique et même du sulfate.

Tous les engrais ammoniacaux sont acidifiants, en particulier le sulfate et le chlorure d'ammonium, puisque l'azote et l'anion contri-

buent l'un et l'autre à l'acidification (pour un exposé des propriétés acidifiantes et alcalinisantes des engrais, voir chapitre XXII). Cette acidification peut être un avantage si les sols sont alcalins ou dans le cas de plantes, comme le théier, qui exigent un sol acide; dans les autres cas, il est probable que c'est un inconvénient, car le sol pourrait finir par devenir si acide qu'il ne serait plus cultivable, à moins qu'on ne l'amende par application de calcaire.

Il faut tenir compte de la valeur de l'anion des sels d'ammonium, en particulier pour les phosphates d'ammonium, d'ordinaire considérés comme des engrais phosphatés, puisque le rapport en poids N/P₂O₅ varie de 1/5 pour le phosphate monoammonique à 2/5 pour le phosphate diammonique. Cependant, ils peuvent fournir à bas prix une importante quantité d'azote (voir chapitre XVII) et il faut en tenir dûment compte dans un projet d'amendement azoté. La teneur en soufre du sulfate d'ammonium est souvent considérée comme un avantage, car les sols sont souvent carencés en cet élément (voir chapitre XX). Cependant, son rapport S/N est bien plus élevé qu'il n'est nécessaire dans la plupart des cas, aussi le fait-on souvent entrer dans des engrais composés au lieu de l'utiliser comme engrais simple. La teneur en chlore du chlorure d'ammonium est rarement un avantage (voir chapitre VIII), c'est plus souvent un inconvénient pour certaines plantes et certains sols. Il est rarement lessivé des sols bien arrosés et est rarement considéré comme nuisible, sauf pour certaines plantes qui y sont sensibles, ou lorsque l'accumulation de chlorures dans le sol pose un problème par exemple pour les sols semi-arides.

Les nitrates sont en général efficaces du point de vue agronomique et sont préférables pour certaines plantes, par exemple le tabac, ou pour obtenir une réponse rapide dans des sols froids. En cas de fortes pluies ou d'irrigation, le lessivage des nitrates est facile dans certains sols. Comme il a été dit plus haut, l'azote ammoniacal est rapidement nitrifié dans la plupart des situations et ce n'est donc que dans des conditions particulières qu'on peut attribuer aucun avantage ou inconvénient spécifique à l'azote nitrique. Le problème de la perte d'ammoniac ne se pose évidemment pas pour les nitrates. Dans les sols inondés ou très humides, l'azote nitrique peut être réduit ("dénitrifié"), d'abord à l'état de nitrite, puis à celui de N₂, N₂O ou NO, et donc se perdre dans l'atmosphère. C'est pour cette raison qu'on considère en général les nitrates comme ne convenant pas à une application souterraine pour le riz aquatique.

Les nitrates de sodium, de calcium et de potassium ont, dans le sol, une réaction basique,

ce qui est un avantage dans le cas de sols acides. La teneur en sodium peut être utile pour augmenter le rendement de certaines récoltes, mais elle peut être un inconvénient dans les sols dont la teneur en sodium est déjà excessive. Le nitrate de calcium est utilisable dans les sols salés, puisque le calcium déplacera le sodium absorbé par l'argile, ce qui permet son entraînement par l'eau. Le principal inconvénient des nitrates de calcium et de sodium est leur faible teneur en azote (15 à 16 %). Le nitrate de potassium est en général considéré comme un engrais potassique (13-0-44); ses avantages seront exposés dans le chapitre XVIII; cependant, sa teneur en azote nitrique est aussi utile dans certains cas particuliers, par exemple pour le tabac.

Le nitrate d'ammonium contient des quantités égales d'azote ammoniacal et d'azote nitrique; il a donc certains des avantages et des inconvénients des deux formes. On le considère en général comme efficace, du point de vue agronomique, pour des plantes et des sols très divers, avec l'exception remarquable de l'application souterraine pour le riz aquatique. Il donne des résultats satisfaisants pour le riz de collines et, dans certains cas, pour le riz aquatique, si on l'applique en surface. Il est très utilisé en Europe et en Amérique du Nord, tant comme engrais azoté simple que pour la fabrication d'engrais composés. Les sels, d'urée-nitrate d'ammonium (UAN) et de sulfonitrate d'ammonium (ASN) contiennent un quart de leur azote sous forme nitrique, trois quarts sous forme ammoniacale.

C. Propriétés physiques et sécurité

Les propriétés physiques des engrais sont une considération importante et parfois entraînent la décision. Les propriétés physiques des engrais solides seront étudiées dans le chapitre XXII et dans divers autres chapitres traitant de produits spécifiques. Pour les propriétés physiques des solutions d'azote, d'ammoniac anhydre et d'ammoniac, voir chapitre X.

Le stockage, le transport et l'utilisation du nitrate d'ammonium et de certains engrais composés qui en contiennent peuvent être dangereux (voir chapitre VIII). Dans certains pays où il est difficile de faire appliquer des consignes de sécurité, ce danger pourrait être un inconvénient grave. Le transport, le stockage et l'utilisation de l'ammoniac anhydre entraînent aussi des risques (voir chapitre X) qu'on ne peut réduire à un niveau acceptable que par le respect de spécifications strictes pour l'équipement et par l'adoption de pratiques bien définies. Ces conditions peuvent être difficiles à remplir dans certains pays.

D. Fabrication

Le choix d'un engrais azoté à produire dans un pays peut être influencé par les liens avec d'autres industries et par les ressources nationales. La fabrication d'urée n'est rentable que si elle est associée à l'exploitation d'une usine d'ammoniac. Pour les pays où importer de l'ammoniac serait moins coûteux que de le fabriquer, il pourrait être bon d'utiliser l'ammoniac importé pour obtenir du nitrate, du phosphate ou du sulfate d'ammonium ou l'une ou l'autre combinaison de ces trois possibilités. L'ammoniac importé pourrait aussi servir à fabriquer des engrais nitrophosphatés, fournissant à la fois l'azote et le phosphore. Le plus souvent, il vaut mieux que la planification porte sur l'industrie des engrais dans son ensemble, non sur l'industrie des engrais azotés considérée seule.

Le sulfate d'ammonium est souvent disponible comme sous-produit d'autres opérations industrielles, telles que la cokéfaction, les processus métallurgiques et la fabrication de caprolactame; l'acide sulfurique servant à obtenir le sulfate d'ammonium peut être disponible à bon marché comme sous-produit des raffineries de métaux ou des installations de lutte contre la pollution. De même, le chlorure d'ammonium peut être fabriqué économiquement en même temps que le carbonate de sodium anhydre ou à partir de l'acide chlorhydrique, sous-produit d'autres industries.

Inversement, les usines d'engrais peuvent souvent fournir des matières premières à d'autres industries; l'ammoniac et l'urée ont de nombreux usages industriels et le nitrate d'ammonium est très utilisé pour les explosifs dans l'industrie extractive et dans la construction de routes. Une planification intégrée du secteur industriel peut donc influencer le choix des engrais azotés.

E. Economie

Quand on choisit un engrais azoté, on préfère d'ordinaire le ou les produits dont le prix moyen par kilogramme d'azote livré à la ferme est le plus bas, en supposant que toutes les sources d'azote ont la même efficacité. Nous donnerons plus loin, à titre d'exemple, des estimations comparatives des coûts de fabrication. Cependant, on peut aussi faire des comparaisons d'après les coûts réels des engrais, livrés à la ferme, dans un pays où divers engrais azotés sont fabriqués et commercialisés en concurrence les uns avec les autres, sur un marché libre. Cette comparaison existe pour les États-Unis. Le tableau I fournit les données pour la période de dix ans, 1968-77, pendant laquelle l'ammoniac anhydre a été la source la moins chère, environ la moitié seulement du coût de

TABLEAU 1. PRIX MOYENS PAYES PAR LES CULTIVATEURS DES ETATS-UNIS POUR LES ENGRAIS AZOTES, 1968-1977

(Dollars/kg N)

	Nitrate d'ammonium	Nitrate d'ammonium	Urée	Ammoniac anhydre (%)	Solution azotée (%)
1968	0,29	0,22	0,22	0,12	0,23
1969	0,28	0,20	0,20	0,10	0,20
1970	0,28	0,20	0,20	0,10	0,20
1971	0,28	0,21	0,20	0,11	0,21
1972	0,28	0,21	0,20	0,11	0,20
1973	0,30	0,23	0,22	0,12	0,21
1974	0,59	0,46	0,44	0,26	0,41
1975	0,81	0,61	0,59	0,36	0,56
1976	0,52	0,45	0,40	0,25	0,41
1977	0,55	0,47	0,41	0,24	0,44

Source: 1978 Fertilizer Situation, U.S. Department of Agriculture, Economic Research Service, décembre 1977 (données originales converties en unités métriques)

l'urée ou du nitrate d'ammonium. L'urée, le nitrate d'ammonium et les solutions d'azote ont été vendus à peu près au même prix pendant cette période avec une tendance, ces dernières années, à un prix relatif plus bas pour l'urée, peut-être à cause de l'augmentation de l'offre pour ce produit. Les prix du sulfate d'ammonium ont été supérieurs d'environ 25 à 40 % à ceux de l'urée et du nitrate d'ammonium.

La comparaison n'est pas nécessairement valable pour les autres pays. Le faible coût de l'ammoniac anhydre livré à la ferme est dû à un système de distribution à grande échelle bien organisé (et coûteux) que, dans la plupart des pays, il serait difficile de reproduire. La distribution de solutions azotées a aussi des exigences particulières. Cependant, le coût relatif des engrais solides devrait avoir un intérêt, au moins qualitatif, bien que les différences soient affectées par le coût des transports. Les données du tableau 1 pour ces engrais sont des chiffres composites, tenant compte des prix en vrac et des prix en sacs. En 1976, environ 73 % des engrais solides vendus aux Etats-Unis étaient en vrac; la livraison en sacs augmenterait le coût relatif, par kilogramme d'azote, des engrais à faible teneur.

L'engrais azoté solide le moins cher est peut-être le phosphate diammonique. Un exemple du chapitre XVII montre que c'est l'engrais phosphaté le moins cher quand la teneur en azote est évaluée au prix d'une quantité équivalente d'urée. On peut interpréter les mêmes données pour montrer que, quand la valeur de la teneur en P₂O₅ est calculée d'après le coût du TSP, le coût net de l'azote serait de 0,26 dollar/kg contre 0,34 dollar/kg pour l'urée. On peut faire une comparaison analogue d'après les cours actuels sur le marché mondial (voir "Fertilizer International", juillet 1978). Avec le TSP à 90 dollars/tonne et le DAP à

125 dollars/tonne, le coût net de l'azote contenu dans le DAP serait d'environ 0,19 dollar/kg de N contre 0,26 dollar pour l'urée. Cette différence serait augmentée par les frais de transport, de stockage et d'ensachage, parce que le DAP est plus concentré que le TSP ou l'urée.

Malheureusement, la plupart des plantes exigent un rapport N/P₂O₅ supérieur à celui du DAP; il faut donc fournir un complément d'azote provenant d'une autre source, ce qu'on peut faire en ajoutant du nitrate ou du sulfate d'ammonium ou de l'urée, ce qui donne les mélanges APN, APS et UAP, ou en utilisant, sur place, un engrais azoté simple de complément.

Evaluer la rentabilité d'un rendement agronomique amélioré serait relativement simple si cet avantage pouvait être déterminé exactement. Par exemple, si le rapport de réponse du blé est en moyenne de 10/1 pour l'engrais A et de 11/1 pour l'engrais B, cette différence aura pour effet une tonne supplémentaire de blé par tonne d'azote chaque fois qu'on utilisera l'engrais B au lieu de l'engrais A. Si l'on évalue la tonne de blé à 120 dollars et si une usine projetée doit fabriquer 300 000 tonnes de N par an, le choix de l'engrais B de préférence à l'engrais A augmentera le revenu agricole annuel de 36 millions de dollars. Cet exemple montre l'importance de choisir l'engrais le plus efficace. Malheureusement, il est rarement possible de prouver une supériorité générale nette d'un engrais azoté par rapport à un autre. Souvent, des différences de 10 % entre rapports de réponse ne sont pas statistiquement significatives; les résultats varient souvent d'une année à l'autre, d'une récolte à l'autre et d'un sol à l'autre. En particulier, l'efficacité relative dépend souvent de la méthode, de la date ou du placement, ce qui conduit à la conclusion que la supériorité ou l'infériorité d'un engrais azoté est rarement une propriété intrinsèque de l'engrais lui-même et dépend davantage de la façon dont il est utilisé. Les planificateurs se trouvent donc dans l'alternative de choisir le produit qui donnera les meilleurs résultats avec les pratiques actuelles des cultivateurs ou d'enseigner à des millions d'entre eux la façon d'utiliser au mieux un produit donné.

F. Coûts et prix de vente départ usine estimés de l'urée, du nitrate et du sulfate d'ammonium

Les estimations comparatives des coûts qui vont suivre ont pour but de donner des exemples et de permettre de comparer des produits, non de fournir des valeurs absolues. Elles se fondent d'une part sur les chiffres publiés, d'autre part sur des informations reçues de sociétés d'ingénierie et d'entrepreneurs. Dans chaque cas, les coûts de premier établissement sont indiqués pour différentes capacités. Les coûts de production sont calculés

pour un "cas de base", c'est-à-dire pour les conditions actuelles (1978) dans une industrielle d'un pays développé (Etats-Unis ou Europe). On peut juger de la crédibilité de ces estimations en les comparant aux cours actuels sur le marché mondial. Des estimations ultérieures indiqueront les effets de l'augmentation probable des charges liées au capital pour les pays en développement, ceux de la taille de l'usine, du pourcentage d'utilisation de la capacité et des coûts des matières premières. Les hypothèses générales adoptées pour toutes les estimations de coûts du présent manuel sont énumérées et discutées dans les chapitres VI et XXV; nous ne les répéterons pas ici.

1. Coût estimé de la production d'urée

La figure 1 donne le capital approximatif nécessaire pour une usine d'urée d'une capacité comprise entre 500 et 1 700 t/j dans un pays développé. Le coût aux limites des batteries varie d'environ 13 millions de dollars pour 500 t/j à 27 millions pour 1 700 t/j; le coût total est estimé supérieur de 50 % à ces chiffres.

Le tableau 2 donne le coût de production estimé de l'urée prillée pour un cas de base, dans

Figure 1. Estimation de l'investissement nécessaire pour une usine d'urée, en fonction de la capacité

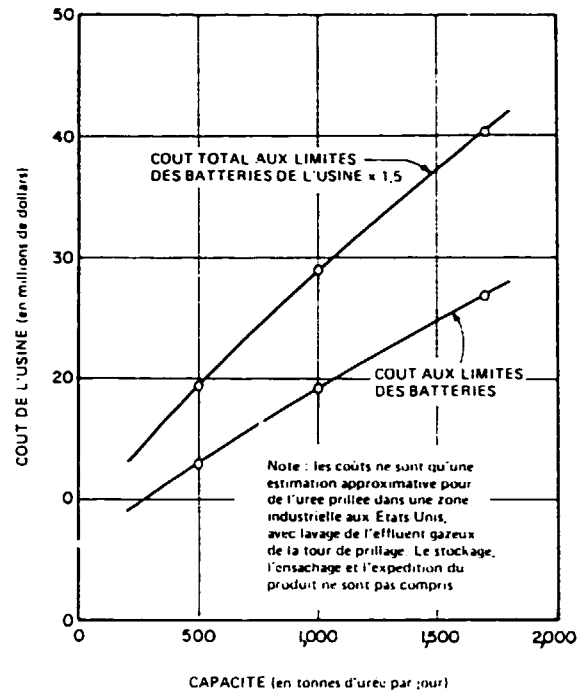


TABLEAU 2. COUT ESTIME DE LA PRODUCTION D'UREE PRILLEE (CAS DE BASE) (46 % N)

Capacité : 1 000 t/j; taux d'utilisation : 90 %
 Production annuelle : 300 000 t
 Investissements : 31 millions de dollars
 Installations de stockage : 3 millions de dollars

	Quantité	Coût unitaire (en dollars)	Dollars/tonne d'urée
Matières premières			
Ammoniac	0,575 tonne	120	69,00
CO ₂	0,760 tonne	gratuit	
Formaldéhyde	3,5 kg	0,38	1,33
Services auxiliaires			
Eau	70 m ³	0,01	0,70
Vapeur	1,2 tonne	4,00	4,80
Electricité	125 kWh	0,02	2,50
Main-d'œuvre	0,40 homme-heure	7,00	2,80
Frais généraux	100 % de la main-d'œuvre		2,80
Contrôle chimique	20 % de la main-d'œuvre		0,56
Entretien	5 % des investissements		5,67
Impôts et assurances	2 % des investissements		2,67
Amortissement et intérêts	10,67 % des investissements		12,09
Fournitures diverses			1,00
Total partiel			105,92
Frais administratifs et frais divers	5 % du total partiel		5,30
Coût de production (en vrac)			111,22
Sacs et ensachage			12,00
Coût de production (en sacs)			123,22
Rendement de l'investissement, 10 %			11,33
Prix de vente départ usine (en vrac)			122,55
Prix de vente départ usine (en sacs)			134,55

un pays développé, une usine d'une capacité de 1 000 t/j fonctionnant à 90 % de la capacité nominale. Le coût des installations de stockage correspond à 45 jours de production pour le stockage en vrac à 50 dollars par tonne de capacité d'urée séchée plus 10 jours de production d'urée en sacs, à 75 dollars par tonne. Le dioxyde de carbone est supposé provenir d'une usine d'ammoniac adjacente et être gratuit. Si l'on admet le chiffre de 120 dollars par tonne pour l'ammoniac, le coût de production estimé pour l'urée en vrac est d'environ 111 dollars par tonne; compte tenu d'un rendement de 10 % des capitaux investis, le prix de vente départ usine est d'environ 123 dollars par tonne, ce qui concorde avec les cours actuels du marché mondial. En supposant que les sacs et l'ensachage reviennent à 12 dollars la tonne, le prix de vente départ usine est alors de 135 dollars par tonne. Le coût des sacs dépend de leur nature, le chiffre admis est considéré comme adéquat pour des sacs de 50 kg en tissu de polypropylène avec revêtement intérieur en polyéthylène.

Le tableau 3 et la figure 2 montrent l'influence de la taille de l'usine. Pour le calcul du coût de production pour des capacités autres que celle prise comme base, on a adopté les hypothèses suivantes :

1. Le coût des matières premières, des services auxiliaires et des fourniture diverses par tonne de produit reste le même.
2. Les coûts annuels liés à la main-d'œuvre, y compris les frais généraux et le contrôle chimique, sont proportionnels à la puissance 0,6 de la capacité.
3. Les coûts annuels liés au capital (amortissement, entretien, intérêts, impôts et assurances) sont directement proportionnels au capital investi.

Les résultats du calcul montrent que, si la capacité passe de 500 à 1 700 t/j, le coût de production en vrac tombe de 118 à 105 dollars par tonne et le prix de vente départ usine de 132 à 114 dollars par tonne. Les économies d'échelle ne sont donc pas très importantes. Cependant, comme nous l'avons déjà fait remarquer, ces économies sont considérables pour la production d'ammoniac. Donc, dans un complexe ammoniac-urée, où l'urée est le seul produit final, l'économie d'échelle combinée pour les deux usines serait très importante. D'autre part, si l'on décidait de fabriquer deux ou plusieurs produits terminaux à partir de la production d'une seule usine d'ammoniac, cela pourrait ne pas augmenter beaucoup le coût des produits terminaux et pourrait avoir des avantages en compensation.

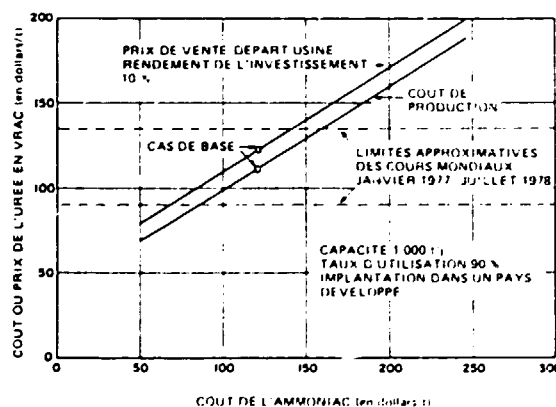
La figure 3 montre, pour une capacité de 1 000 t/j, l'influence du coût de l'ammoniac sur le

TABLEAU 3. INFLUENCE DE LA CAPACITÉ SUR LE CÔUT DE PRODUCTION ET LE PRIX DE VENTE DÉPART USINE DE L'URÉE EN VRAC (CAPACITÉ UTILISÉE À 90 %)

	500 t/j ^a	1 000 t/j ^a	1 700 t/j ^a
Coût de l'usine, en millions de dollars	19,5	31,0	40,2
Installations de stockage, en millions de dollars	1,5	3,0	5,1
Total des investissements, en millions de dollars	21,0	34,0	45,3
Coût de l'urée, en dollars			
Matières premières, services auxiliaires et fournitures	79,33	79,33	79,33
Coûts liés à la main-d'œuvre	8,12	6,16	4,98
Coûts liés au capital	24,74	20,43	15,70
Total partiel	112,19	105,92	100,01
Dépenses administratives et dépenses diverses, 5 %	5,61	5,30	5,00
Coût de production	117,80	111,22	105,01
Rendement de l'investissement, 10 %	14,00	11,33	8,88
Prix de vente départ usine, en vrac	131,80	122,55	113,89

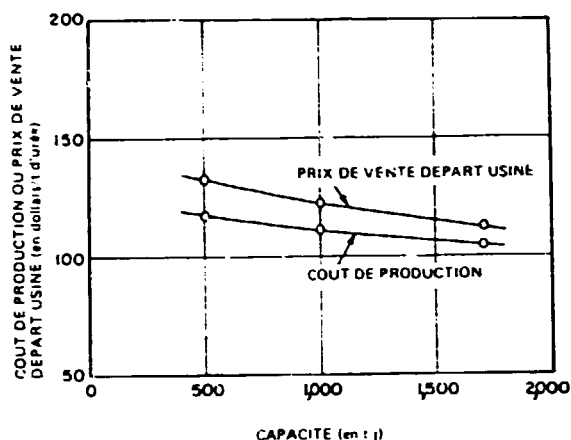
^aCas de base

Figure 2. Influence de la capacité de l'usine sur le coût de production et le prix de vente départ usine de l'urée (pays développé, capacité utilisée à 90 %, coût de l'ammoniac : 120 dollars/tonne)



coût de production de l'urée. On a supposé que le coût de l'urée varierait, par rapport à celui du cas de base, proportionnellement à la variation du coût de l'ammoniac, le coefficient de proportionnalité étant $0,575 \times 1,05$. Le chiffre de 0,575 correspond à la quantité d'ammoniac nécessaire pour fabriquer une tonne d'urée et le chiffre de 1,05 à l'augmentation des dépenses administratives et des dépenses diverses lorsque le coût de l'ammoniac, et par conséquent de l'urée, augmente, ce qui augmente aussi les intérêts sur le fonds de roulement. Si le coût de l'ammoniac passait de 100 à 200 dollars par tonne, le coût de

Figure 3. Influence du coût de l'ammoniac sur le coût de production et le prix de vente départ usine de l'urée



production de l'urée passerait de 100 à 160 dollars par tonne et le prix de vente départ usine de 111 à 171 dollars.

Les usines d'urée sont toujours implantées à côté d'une usine d'ammoniac et l'influence du choix de l'implantation sur le coût de l'urée dépend donc essentiellement de son influence sur le coût de l'ammoniac. Il est techniquement possible de fabriquer de l'urée avec de l'ammoniac importé en utilisant du dioxyde de carbone provenant d'une autre source — par exemple des gaz de carneau d'un four à chaux, d'une cimenterie ou d'une centrale électrique au fuel — en utilisant des solutions absorbantes telles que la monoéthanolamine (voir chapitre VI, "Élimination du CO₂").

Comme il faut 0,76 tonne de CO₂ par tonne d'urée, si l'on pouvait obtenir ce gaz à 20 dollars la tonne, le surcoût par tonne d'urée serait de 15,20 dollars. Il peut y avoir des cas où cette hypothèse soit à envisager. Le choix de l'implantation influence aussi le coût de l'urée parce que le montant des investissements en dépend. S'implanter dans un pays en développement ou dans une région éloignée d'un pays développé, par exemple l'Alaska ou la Sibérie, augmente le coût de la construction, exige des installations auxiliaires plus importantes, etc. Dans le cas de base (tableau 2), les coûts liés au capital représentaient 20,43 dollars par tonne d'urée et le rendement de l'investissement était de 11,33 dollars. Le tableau ci-dessous montre l'influence d'accroissements de 25 et de 50 % des coûts en capital.

Influence d'une augmentation du coût en capital sur le coût de production et le prix de vente départ usine de l'urée en vrac

Accroissement du capital investi	Coût de production (en dollars t d'urée)	Prix de vente départ usine (rendement de l'investissement 10%) (en dollars t d'urée)
0 (cas de base)	111,22	123,22
25	116,33	130,49
50	121,44	138,44

Si l'on travaille à un taux d'utilisation de la capacité inférieur au chiffre de 90 % admis pour le cas de base, le coût unitaire du produit augmente puisque les coûts annuels liés au capital et à la main-d'œuvre restent les mêmes et sont donc plus élevés par tonne de produit. Dans le cas de base, la somme de ces coûts s'élevait à 26,59 dollars par tonne. Le tableau ci-dessous montre l'influence sur les coûts du taux d'utilisation de la capacité.

Influence de l'utilisation de la capacité sur le coût de production et le prix de vente départ usine de l'urée (capacité 1 000 t, 330 000 t/an)

Utilisation de la capacité (%)	Coût de production (en dollars t)	Prix de vente départ usine (rendement de l'investissement 10%) (en dollars t)
100	108,56	118,76
90 (cas de base)	111,22	122,55
80	114,54	127,29
70	118,82	133,39
60	124,51	141,51

Travailler au-dessous de la capacité n'augmente donc que modérément les coûts, mais, dans un complexe ammoniac-urée, cela augmente beaucoup le coût de l'ammoniac et, par conséquent, celui de l'urée. D'autre part, s'il est possible de trouver une autre utilisation pour l'ammoniac ou si l'on peut le vendre, faire fonctionner l'usine d'urée nettement au-dessous de sa capacité aurait bien moins d'inconvénients.

2. Coût estimé de la production de nitrate d'ammonium

Les usines fabriquant du nitrate d'ammonium fonctionnent presque toujours en conjonction avec une usine d'acide nitrique, mais pas nécessairement avec une usine d'ammoniac. La figure 4 donne le coût en capital estimé (aux limites des batteries) d'une usine d'acide nitrique en fonction de la capacité et du procédé adopté. Pour le cas de base on a admis une capacité de 1 070 t/j d'acide nitrique, ce qui suffit pour obtenir 1 353 t/j de nitrate d'ammonium (34 % N), équivalant à 460 t/j d'azote, soit le même chiffre que pour l'usine d'urée d'une capacité de 1 000 t/j choisie comme cas de base dans la section précédente. On a également supposé qu'il s'agirait d'un procédé à haute pression avec un coût en capital de l'usine proprement dite de 15,3 millions de dollars et un coût total de 23 millions, ce qui devrait suffire pour les installations de stockage d'acide nitrique correspondant à dix jours de production et pour les autres installations auxiliaires, mais probablement pas, si l'ammoniac est importé de l'étranger, pour un grand terminal et les installations de stockage de l'ammoniac nécessaires.

Le coût de production estimé de l'acide nitrique dans le cas de base est donné par le tableau 4. En supposant que l'ammoniac coûte

TABLEAU 4. COUT DE PRODUCTION ESTIME DE L'ACIDE NITRIQUE

Capacité : 1 070 t/j (acide nitrique à 100 %); Utilisation de la capacité : 90 %
 Production annuelle : 321 000 t
 Investissements 23 millions de dollars (y compris le stockage de 7 jours de production)
 Procédé à haute pression, absorption étendue

	Quantité	Coût unitaire en dollars	Dollars de HNO ₃ 100 %
Matières premières			
Ammoniac	0,288 tonne	120	34,56
Catalyseur (Pt)	150 mg	9 g	1,35
Services auxiliaires			
Vapeur (crédit)	0,4 t	4,00	1,60
Eau de refroidissement	87 m ³	0,01	0,87
Eau d'alimentation de la chaudière ^a	8,5 m ³	0,13	1,10
Electricité ^b	9,5 kWh	0,02	0,19
Main-d'œuvre	0,08 homme-heure	7,00	0,56
Frais généraux	100 % de la main-d'œuvre		0,56
Contrôle chimique	20 % de la main-d'œuvre		0,11
Entretien	5 % de l'investissement		3,58
Impôts et assurances	2 % de l'investissement		1,43
Amortissement et intérêts	10,67 % de l'investissement		7,65
Fournitures diverses			0,50
Total partiel			50,86
Frais d'administration et frais divers	5 % du total partiel		2,54
Coût de production			53,40

^aY compris l'eau envoyée à la tour d'absorption

^bNon compris l'électricité pour la réfrigération mécanique du fluide refroidisseur de la tour d'absorption (pas toujours nécessaire)

120 dollars la tonne, le coût de production est 53,40 dollars la tonne. Le tableau 5 donne l'influence de la capacité sur le coût de production: quand elle passe de 250 à 1 070 t/j, ce coût tombe de environ 65 dollars à 53 dollars la tonne. La figure 5 montre l'influence du coût de l'ammoniac et de la capacité de production d'acide nitrique sur le coût de production de celui-ci. L'exposé ultérieur, sur le plan économique, de la fabrication d'acide nitrique sera combiné avec celui concernant le nitrate d'ammonium.

Figure 4. Influence de la nature du procédé et de la capacité de production sur le coût en capital d'usines d'acide nitrique

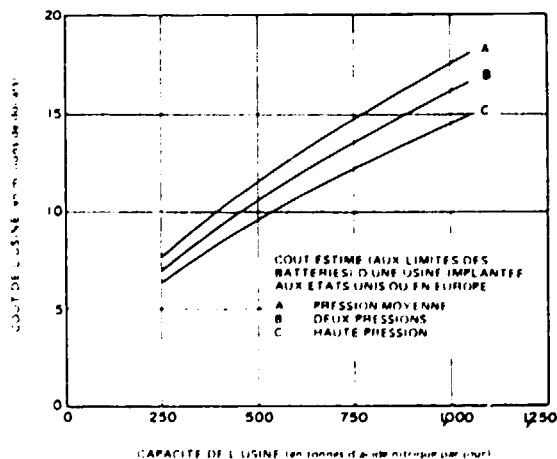
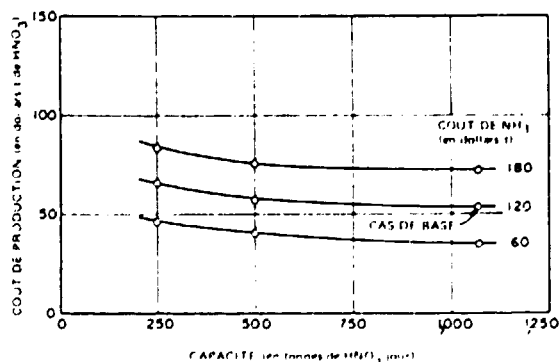


TABLEAU 5. INFLUENCE DE LA CAPACITÉ SUR LE COUT DE PRODUCTION DE L'ACIDE NITRIQUE

	250 t/j	500 t/j	1 070 t/j
Coût, en dollars par tonne d'acide nitrique			
Matières premières, services auxiliaires et fournitures	36,97	36,97	36,97
Coûts liés à la main-d'œuvre	2,22	1,67	1,23
Coûts liés au capital	22,97	17,22	12,66
Total partiel	62,16	55,86	50,86
Dépenses administratives et dépenses diverses, 5 %	3,11	2,79	2,54
Coût de production	65,27	58,65	53,40

^aCas de base

Figure 5. Influence de la capacité de l'usine et du coût de l'ammoniac sur les coûts de production de l'acide nitrique



Le tableau 6 donne les estimations du coût de production et du prix de vente départ usine du nitrate d'ammonium pour le cas de base. Les hypothèses admises sont les mêmes que pour l'urée, ce qui permet la comparaison directe ci-dessous :

	Urée		Nitrate d'ammonium	
	Dollars / kg N	Dollars / kg N	Dollars / kg N	Dollars / kg N
Coût de production, en vrac	111,22	0,24	85,29	0,25
Coût de production, en sacs	123,22	0,27	97,29	0,29
Prix de vente départ usine, en vrac	122,55	0,27	96,25	0,28
Prix de vente départ usine, en sacs	134,55	0,29	108,25	0,32

La comparaison montre que l'urée est meilleur marché de 0,01 à 0,03 dollar par kg de N, chiffres nettement inférieurs aux limites d'exactitude des estimations. Cependant, la distribution coûtera plus cher par kg de N pour le nitrate d'ammonium, à cause de sa plus faible teneur en azote. D'autre part, le nitrate est plus dense que l'urée, de sorte que la teneur en azote par unité de volume est à peu près la même. Donc, les coûts

qui sont proportionnels au volume, par exemple les coûts proportionnels au poids, seront supérieurs de 35 % pour le nitrate d'ammonium.

On ne dispose pas de cours du marché mondial pour le nitrate d'ammonium en vrac qui permettraient une comparaison, mais des offres récentes de nitrate d'ammonium en sacs livré à Alexandrie (Égypte) allaient de 130 à 143 dollars la tonne contre 160 à 173 dollars la tonne pour l'urée en sacs ("Fertilizer International", n° 110, août 1978). Les offres les plus basses correspondaient à 0,38 dollar par kg de N pour le nitrate d'ammonium et 0,35 dollar pour l'urée. Comme les frets sont compris dans ces prix, on ne peut les comparer directement aux estimations des prix départ usine.

D'après les estimations actuelles, l'investissement, pour le cas de base, est de 34 millions de dollars pour l'urée, contre 44 millions pour le nitrate d'ammonium (y compris l'acide nitrique). Cependant, le nitrate d'ammonium a l'avantage de ne pas exiger qu'une usine d'ammoniac soit adjacente. Par exemple, si l'on pouvait importer de l'ammoniac à 120 dollars la tonne et si la fabrication dans le pays de ce produit devait

TABLEAU 6. ESTIMATIONS DU COÛT DE PRODUCTION ET DU PRIX DE VENTE DÉPART USINE DU NITRATE D'AMMONIUM PURIFIÉ (34 % N)

Capacité : 1 353 t/j, utilisation de la capacité : 90 %
 Production annuelle : 405 900 tonnes
 Investissement pour la production : 405 900 tonnes
 Investissement pour la production : 17,5 millions de dollars
 Installations de stockage : 4,0 millions de dollars

	Quantité	Coût unitaire (Dollars / ton de produit)	
Matières premières			
Ammoniac	0,210 t	120	25,20
Acide nitrique	0,773 t	53,40	41,27
Stabilisateur	4 kg	0,25	1,00
Services auxiliaires			
Vapeur	0,2 t	4,00	0,80
Eau	8 m ³	0,01	0,08
Électricité	20 kWh	0,02	0,40
Main-d'œuvre	0,17 homme-heure	7,00	1,19
Frais généraux	100 % de la main-d'œuvre		1,19
Contrôle chimique	20 % de la main-d'œuvre		0,24
Entretien	5 % de l'investissement		2,65
Impôts et assurances	2 % de l'investissement		1,06
Amortissement et intérêts	10,67 % de l'investissement		5,65
Fournitures diverses			0,50
Total partiel			81,23
Dépenses administratives et dépenses diverses	5 % du total partiel		4,06
Coût de production (en vrac)			85,29
Sacs et ensachage			12,00
Coût de production (en sacs)			97,29
Rendement de l'investissement (10 % de 44,4 millions de dollars)			10,96
Prix de vente départ usine (en vrac)			96,25
Prix de vente départ usine (en sacs)			108,25

coûter 200 dollars la tonne, il y aurait un net avantage à fabriquer du nitrate d'ammonium à partir d'ammoniac importé, au lieu de fabriquer de l'urée à partir d'ammoniac d'origine nationale. Cette possibilité peut être intéressante pour les pays qui ne disposent d'aucune matière première permettant la fabrication économique d'ammoniac.

Un autre avantage du nitrate d'ammonium sur l'urée est que sa production peut être indépendante de celle de l'acide nitrique et que l'une et l'autre sont indépendantes de celle de l'ammoniac, puisque le stockage des produits intermédiaires, l'ammoniac et l'acide nitrique, est possible. En revanche, une usine d'urée ne peut fonctionner quand l'usine d'ammoniac qui lui est associée est arrêtée, car il n'est pas rentable de stocker le CO_2 nécessaire. Ce degré d'indépendance devrait avoir pour effet une meilleure utilisation de la capacité pour le nitrate que pour l'urée. Par exemple, si deux usines fonctionnant indépendamment ont chacune une fiabilité de 90 %, l'ensemble aura une fiabilité de 90 % si l'on peut stocker les produits intermédiaires, mais, dans le cas contraire, cette fiabilité ne sera que de 81 %.

Le tableau 7 donne le coût de production estimé du nitrate d'ammonium pour les capacités

de 323 et 647 t/j, correspondant à 250 et 500 t/j d'acide nitrique. Le prix de vente départ usine estimé tombe de 124 à 96 dollars la tonne, pour le produit en vrac quand la capacité passe de 323 à 1 353 t/j. Ces résultats sont repris dans la figure 6, qui montre aussi l'influence du coût de l'ammoniac sur le prix de vente départ usine du nitrate d'ammonium.

Figure 6. Influence de la capacité de l'usine et du coût de l'ammoniac sur le prix de vente départ usine du nitrate d'ammonium en vrac (34 % N) pour des complexes acide nitrique-nitrate d'ammonium

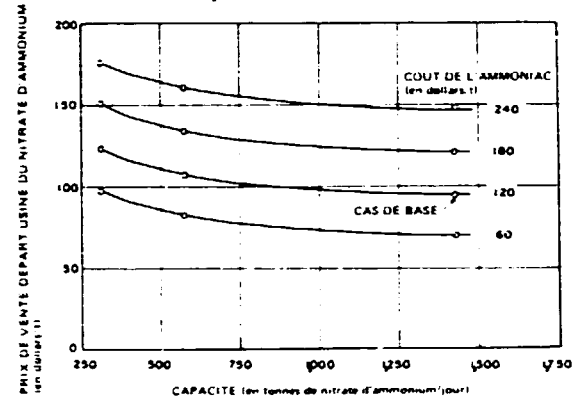


TABLEAU 7. ESTIMATIONS DU COUT DE PRODUCTION ET DU PRIX DE VENTE DEPART USINE DU NITRATE D'AMMONIUM SUIVANT LA TAILLE DE L'USINE

Capacités : 323, 647 et 1 353 t/j
 Utilisation de la capacité : 90 %
 Production annuelle : 96 900, 194 100 et 405 900 t/an

	Quantité	Coût unitaire (en dollars)	Coût (en dollars) du nitrate d'ammonium		
			323 t/j	647 t/j	1 353 t/j
Ammoniac	0,210 t	120 t	25,20	25,20	25,20
Acide nitrique	0,773 t	voir tableau 5	50,45	45,34	41,27
Stabilisateur	4 kg	0,25 kg	1,00	1,00	1,00
Services auxiliaires		voir tableau 6	1,28	1,28	1,28
Coûts liés à la main-d'œuvre ^b			4,66	3,48	2,62
Coûts liés au capital ^c			16,65	12,44	9,36
Fournitures diverses			0,50	0,50	0,50
Total partiel			99,74	89,24	81,23
Dépenses administratives et dépenses diverses					
5 % du total partiel			4,99	4,46	4,06
Coût de production (en vrac)			104,73	93,70	85,29
Sacs et ensachage			12,00	12,00	12,00
Coût de production (en sacs)			116,73	105,70	97,29
Rendement de l'investissement 10 % ^d			19,50	14,54	10,96
Prix de vente départ usine (en vrac)			124,23	108,24	96,25
Prix de vente départ usine (en sacs)			136,23	120,24	108,25

^aCas de base

^bOn suppose que le coût annuel de la main-d'œuvre est proportionnel à la puissance 0,6 de la capacité

^c17,6 % de 9,13, 13,67 et 21,5 millions de dollars

^dD'après des coûts totaux en capital pour les usines d'acide nitrique et de nitrate d'ammonium de 18,9, 28,3 et 44,5 millions de dollars

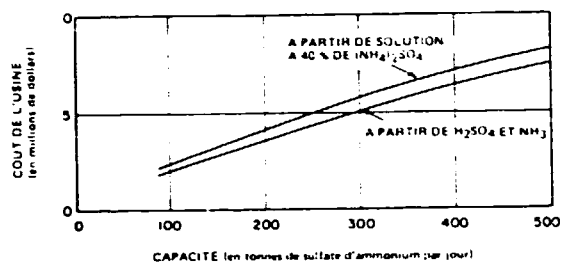
3. Coût estimé de la production de sulfate d'ammonium

On fabrique rarement le sulfate d'ammonium, seul à partir d'acide sulfurique et d'ammoniac, à moins que l'un de ces deux derniers ne soit un sous-produit; estimer un coût de production dans ce cas peut donc, dans la plupart des situations, être sans intérêt. On obtient souvent le sulfate d'ammonium dans le cadre d'une fabrication d'engrais composés granulés, en faisant figurer l'ammoniac et l'acide sulfurique dans la formule (voir chapitre XIX). Dans ce cas, le coût de ces deux matières premières fait partie du coût de la formule, avec éventuellement un certain crédit pour la chaleur de réaction qui facilite le séchage du produit et l'assure parfois même complètement.

Les estimations qui vont suivre du coût de fabrication du sulfate d'ammonium cristallisé peuvent être utiles, même si le coût des matières premières ne correspond probablement à aucune circonstance spécifique, puisqu'on peut facilement ajuster l'estimation à un coût quelconque.

La figure 7 donne des estimations du coût aux limites des batteries d'usines de sulfate d'ammonium, pour des capacités de 100 à 500 t/j. La courbe inférieure correspond à la neutralisation directe suivie de cristallisation; la courbe supérieure au cas où l'on part d'une solution de sulfate d'ammonium à 40 %, obtenue comme sous-produit. Dans le second cas, il faut un équipement plus important pour l'évaporation de l'eau, et le coût est un peu plus élevé. Les coûts de produc-

Figure 7. Coût aux limites des batteries d'une usine de fabrication de sulfate d'ammonium cristallisé



tion estimés pour les deux cas figurent dans les tableaux 8 et 9. On estime, pour des prix de 120 dollars par tonne pour l'ammoniac et de 35 dollars par tonne pour l'acide sulfurique, que le coût de production du sulfate d'ammonium en vrac est d'environ 82 dollars la tonne et le prix de vente départ usine de 90 dollars.

L'intérêt économique de l'utilisation d'une solution de sous-produit dépend de la valeur qu'on attribue à celle-ci. Dans l'estimation du tableau 9, on a supposé que la solution avait la même valeur qu'une quantité équivalente d'ammoniac à 120 dollars la tonne; le coût de production estimé du produit en vrac est d'environ 63 dollars la tonne. Si on ajoute un rendement de 10 % de l'investissement, cela conduit à un prix de vente départ usine d'environ 72 dollars la tonne, soit 0,34 dollar/kg de N. Le cours mondial actuel (juin 1978) est de 1,31 à 0,36 dollar/kg de N. A cause de la faible teneur du sulfate d'ammonium

TABIEAU 8. COUT DE PRODUCTION ESTIME DU SULFATE D'AMMONIUM CRISTALLISE (21 % N) CAS DE BASE

Capacité : 400 t/j; utilisation de la capacité : 90 %
 Production annuelle : 120 t/an
 Investissement pour l'usine : 9,4 millions de dollars
 Installations de stockage : 1,0 million de dollars

	Quantité	Coût unitaire (en dollars)	Dollars de produit
Ammoniac	0,258 t	120	30,96
Acide sulfurique	0,744 t	35	26,04
Electricité	36 kWh	0,02	0,72
Eau	50 m ³	0,01	0,50
Combustible		0,25	
Main-d'œuvre	0,2 homme-heure	7,00	1,40
Frais généraux	100 % de la main-d'œuvre		1,40
Contrôle chimique	20 % de la main-d'œuvre		0,28
Entretien	5 % de l'investissement		4,33
Impôts et assurances	2 % de l'investissement		1,73
Amortissement et intérêts	10,67 % de l'investissement		9,25
Fournitures diverses			1,00
Total partiel			77,86
Dépenses administratives et dépenses diverses	5 % du total partiel		3,89
Coût de production, en vrac			81,75
Rendement de l'investissement, 10 %			8,67
Prix de vente départ usine, en vrac			90,42

(21% N), il est probable que le coût livré à l'utilisateur sera beaucoup plus élevé.

Lorsqu'on utilise l'ammoniac et l'acide sulfurique dans le cadre de la fabrication d'engrais composés granulés, le but peut être de faciliter la granulation, d'éviter les dépenses de séchage et de

fournir du soufre — pour des raisons d'ordre agronomique — en outre de la fourniture d'azote. Si l'on estime l'ammoniac à 120 dollars la tonne et l'acide sulfurique à 35 dollars la tonne, le coût de ces deux composés équivaut à 57 dollars la tonne de sulfate d'ammonium, soit 0,27 dollar/kg de N.

TABLEAU 9. COUT DE PRODUCTION ESTIME DU SULFATE D'AMMONIUM A PARTIR D'UNE SOLUTION SOUS-PRODUIT DE LA FABRICATION DE CAPROLACTAME OU D'OPERATIONS DE LAVAGE EN VUE DE REDUIRE LA POLLUTION

Hypothèse : on dispose d'une solution de sulfate d'ammonium à 40% pour un prix égal à celui de l'ammoniac contenu. Le coût de la préparation de la solution est supposé faire partie des coûts de la production du caprolactame ou de la lutte contre la pollution

Capacité : 400 t/j; utilisation de la capacité : 90%

Production annuelle : 120 000 t

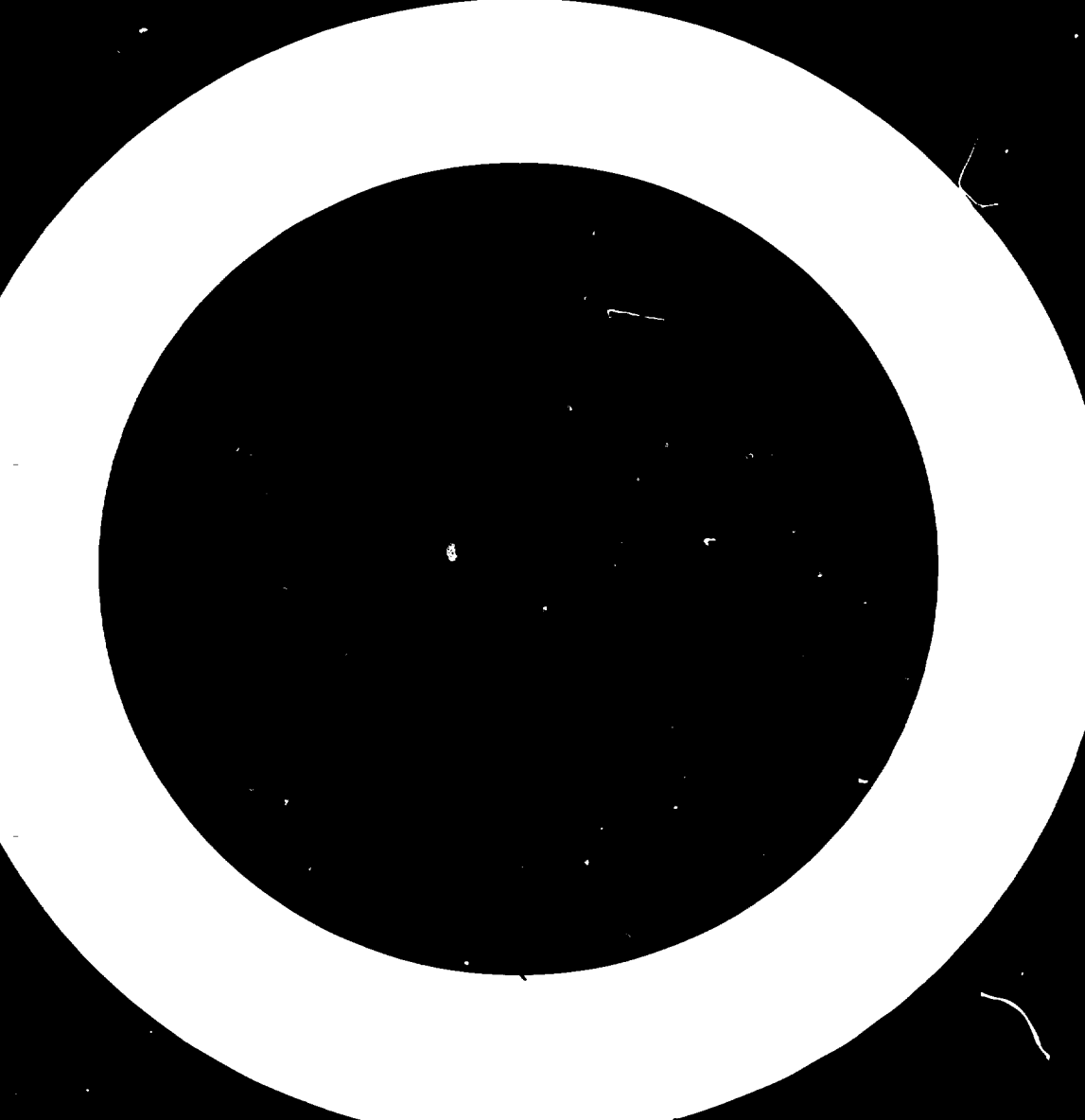
Investissement pour l'usine : 10,5 millions de dollars

Installations de stockage : 1,0 million de dollars

	Quantité	Coût unitaire (en dollars)	Dollars t de produit
Solution de sulfate à 40%	2,5 t	12,38	30,96
Electricité	36 kWh	0,2	0,72
Eau	50 m ³	0,1	0,50
Combustible			0,25
Vapeur	1,6 t	4,00	6,40
Main-d'œuvre	0,2 homme-heure	7,00	1,40
Frais généraux	100% de la main-d'œuvre		1,40
Contrôle chimique	20% de la main-d'œuvre		0,28
Entretien	5% de l'investissement		4,79
Impôts et assurances	2% de l'investissement		1,92
Amortissement et intérêts	10,67% de l'investissement		10,22
Fournitures diverses			1,06
Total partiel			59,84
Dépenses administratives et dépenses diverses	5% du total partiel		2,99
Coût de production, en vrac			62,83
Rendement de l'investissement 10%			9,58
Prix de vente départ usine			72,41

Troisième partie

ENGRAIS PHOSPHATES



XII. Phosphate naturel et acide sulfurique

A. Introduction

Le phosphate naturel et l'acide sulfurique sont les deux principales matières premières de la fabrication d'engrais phosphatés: presque tous ceux du commerce proviennent du phosphate naturel, la principale exception étant les scories de déphosphoration, dont le phosphore vient de la gangue du minerai de fer ou du fondant ajouté dans le haut fourneau. D'autres exceptions, moins importantes, sont les matières d'origine organique telles que les os et le guano. Bien que le recyclage des matières organiques soit encore un moyen important de conserver le phosphore du sol, il ne se fait pas principalement par inclusion dans des engrais commerciaux.

L'acide sulfurique est une matière première indispensable des procédés les plus courants de fabrication des phosphates: les principales exceptions sont les scories de déphosphoration et certains procédés de fabrication de nitrophosphates: les exceptions moins importantes sont signalées dans le chapitre XVI, "Autres engrais phosphatés". L'acide sulfurique est aussi une matière première de la fabrication de certains engrais non phosphatés, surtout les sulfates d'ammonium et de potassium et ceux d'oligo-éléments nutritifs.

Dans le chapitre V, nous avons traité des réserves mondiales et de la production actuelle de phosphate naturel et des matières premières permettant de fabriquer l'acide sulfurique: nous avons fourni des données sur leur production dans les différents pays. Les paramètres de qualité dont dépend la possibilité de traiter chimiquement le phosphate naturel sont étudiés séparément pour chaque procédé (chapitres XIII, XIV et XV). Dans le présent chapitre, nous parlerons brièvement de l'industrie mondiale du phosphate naturel, de la minéralogie de celui-ci et de son utilisation en application directe, ainsi que de la production d'acide sulfurique en tant qu'elle est liée à la fabrication d'engrais.

B. Phosphate naturel

La production et l'utilisation commerciales du phosphate naturel ont commencé au XIX^e siècle. Les plus anciennes données statistiques connues

datent de 1847, année où l'on en a extrait 500 tonnes à Suffolk (Angleterre), bien qu'il y ait probablement eu une certaine production commerciale avant cette date. La production mondiale a augmenté rapidement: 5 000 tonnes en 1850, 10 000 en 1853, plus de 100 000 en 1865, plus de 1 000 000 en 1885, plus de 10 000 000 en 1928 et plus de 110 000 000 en 1974 [1]. En 1977, elle a été d'environ 116 millions de tonnes. D'après la consommation projetée d'engrais et compte tenu des autres utilisations, il est probable que la production annuelle de phosphate naturel sera de l'ordre de 300 millions de tonnes en l'an 2 000 [2].

Bien que le phosphate naturel ait de nombreuses utilisations, il est probable que 85 % de la production mondiale servent à la fabrication d'engrais, compte tenu de l'application directe. Le dosage du phosphate naturel du commerce peut s'exprimer sous forme de sa teneur en P₂O₅: elle est d'ordinaire de 28 à 38 %. Au cours de ces dernières années, la moyenne mondiale a varié de 32,5 à 32,7 pour le phosphate naturel du commerce, vendu ou utilisé par le producteur.

Le dosage est aussi exprimé fréquemment en phosphate tricalcique, Ca₃(PO₄)₂, désigné commercialement sous le nom de "Bone phosphate of lime" ou BPL (la traduction française est inusitée). Cette expression date de l'époque où l'on croyait que le phosphate tricalcique était le principal constituant des os et du phosphate naturel. On sait aujourd'hui que les os et la plus grande partie du phosphate naturel sont formés de composés apatitiques. Les coefficients de conversion sont:

$$P_2O_5 = BPL \times 0,4576$$

$$BPL = P_2O_5 \times 2,1852$$

On appelle d'ordinaire phosphate naturel "commercial" toute roche contenant un pourcentage élevé de minéraux susceptibles d'emplois commerciaux tels que la fabrication d'engrais, l'application directe au sol ou la fabrication industrielle de composés du phosphore. Il s'agit en général d'un produit obtenu par extraction et enrichi bien que, dans certains cas, le phosphate extrait puisse être employé tel quel.

Les "livraisons" de phosphate naturel (dans le pays et à l'exportation) se sont élevées en 1976 à environ 103 millions de tonnes dont quelque 40 %

Dans ce manuel, il s'agit toujours, sauf indication contraire, de tonnes métriques.

exportés du pays d'origine [3]. Nous donnons ci-dessous la ventilation, par dosage, du phosphate exporté :

Dosage en pourcentage de BPL	Pourcentage des exportations totales
65 et moins	3,7
66-68	12,0
69-72	35,1
73-77	22,2
78 et plus	27,0
	100,0

Le prix dépend du dosage, de l'emplacement et d'autres facteurs. En janvier 1977, le prix tarifé allait de 35,25 dollars la tonne pour du phosphate naturel à 70-72 % BPL de Youssoufia (Maroc) à 44 dollars pour le phosphate BuCraa à 80-82 % BPL. Pour le phosphate de Floride, les prix variaient de 25 dollars pour 68 % BPL à 31 dollars pour 75 % BPL. La plus grande partie du phosphate naturel est vendue par contrat à des prix inférieurs à ceux des tarifs (depuis 1977, les tarifs ne sont plus publiés). D'après les estimations du Bureau of Mines des Etats-Unis, le prix moyen du phosphate 70 % BPL Lo.b. Tampa ou Jacksonville (Floride) était en juillet 1978 de 25 dollars la tonne, y compris la taxe à la production de 1,27 dollar.

De nombreux pays ont exporté du phosphate naturel, mais 57,5 % du total venaient du Maroc et des Etats-Unis. Les pourcentages des exportations totales, par pays, sont donnés ci-dessous [3] :

Pays d'origine	Pourcentage des exportations totales (1976)
Maroc	32,5
Etats-Unis	22,0
URSS	11,8
Togo	4,8
Tunisie	4,4
Jordanie	4,0
Sénégal	3,7
Israël	1,5
Algérie	1,3
Egypte	0,4
Divers	10,6
	100,0

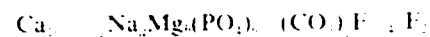
Les phosphates naturels peuvent être classés, d'après leur origine, en phosphates sédimentaires, métamorphiques et ignés. Environ 85 % des phosphates naturels du commerce sont d'origine sédimentaire; le reste est surtout igné.

1. Phosphates apatitiques

Dans la plupart des phosphates naturels du commerce, la fluorapatite est la principale, et d'ordinaire la seule, source de phosphore, mais la fluorapatite pure $\text{Ca}_5\text{F}(\text{PO}_4)_3$ est relativement rare. De nombreuses substitutions sont possibles, dont les plus courantes sont Mg, Sr et Na pour

Ca; OH et Cl pour F; As et V pour P et CO₂ + F pour PO₄.

Une forte proportion des roches sédimentaires appartient au groupe des francolites ou apatites carbonatées. Lehr et McClellan donnent pour ce groupe la formule empirique générale suivante [4] :



où a représente la substitution moléculaire de Ca par Na, b la substitution moléculaire de Ca par Mg, et x la substitution moléculaire de PO₄ par CO₃ et F.

Les auteurs ont montré que la réactivité augmente en même temps que x , le degré de substitution par CO₃. Dans le phosphate naturel du commerce, la valeur de x peut aller de presque zéro à environ 1,2. La teneur en P₂O₅ de la fluorapatite pure est de 42,2 %; elle diminue quand la substitution carbonatée augmente et peut tomber à environ 34 %.

Dans un assez grand nombre de phosphates naturels, il y a une importante substitution de F par OH (hydroxyle); c'est le cas pour les phosphates de Nauru, de l'île Christmas et pour les apatites ignées de Curaçao et du Brésil. Chez certains de ces phosphates, il y a aussi une substitution carbonatée importante. Un exemple extrême est le phosphate de Curaçao qui ne contient qu'environ 20 % de la proportion stoechiométrique de fluor dans la fluorapatite; il est probable que la plus grande partie des 80 % restants correspondent à une substitution par l'hydroxyle. Il y a aussi une proportion importante de remplacement du phosphate par le carbonate. Il est probable que les phosphates des îles se sont formés par réaction du calcaire des coraux sur le phosphate provenant par lessivage des dépôts de guano; pour plus de commodité, on les classe avec les phosphates d'origine sédimentaire.

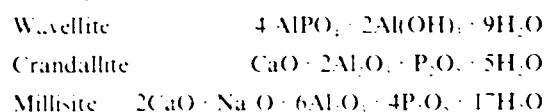
La plupart des apatites brésiliennes d'origine ignée contiennent peu de fluor, en général un tiers à deux tiers de la quantité stoechiométrique, et on peut les considérer comme des hydroxyfluorapatites.

2. Phosphates alumineux

Les gisements où les phosphates sont surtout alumineux sont assez répandus. On exploite et on utilise actuellement les gisements de Thiès au Sénégal et ceux de qualité C de l'île Christmas. Le phosphate qualité C est peu utilisé actuellement, mais il se rencontre dans une couche située au-dessus du phosphate apatitique, de sorte que la plus grande partie est extraite et stockée en attendant la mise au point d'un procédé rentable d'utilisation; le phosphate apatitique est commercialisé. Une situation analogue se rencontre en

Floride, où une "zone lessivée" contenant des phosphates alumineux se trouve au-dessus de la roche mère, qui est du phosphate "pebble". Comme cette zone est à faible teneur et de composition variable, on n'a pas cherché à stocker le phosphate.

Les principaux minéraux rencontrés dans les phosphates alumineux sont la crandallite, la millisite et la wavellite; leur composition chimique est quelque peu variable, mais les formules ci-dessous sont représentatives :



Comme dans les apatites, diverses substitutions sont possibles; le remplacement d'Al par Fe est fréquent.

Les phosphates alumineux ne fournissent qu'un très faible pourcentage de la consommation mondiale actuelle, mais ils peuvent servir à la fabrication de nitrophosphate ou, dans certains cas, peuvent être appliqués directement, après grillage. Les minéraux des phosphates alumineux se rencontrent aussi en petites quantités dans certains gisements de phosphate apatitique.

3. Minéraux accessoires

Les gisements de phosphate contiennent des minéraux accessoires très variés; la valeur du gisement dépend souvent de la quantité et de la nature de ces minéraux et de la plus ou moins grande difficulté de les séparer. Les plus courants sont peut-être la silice, sous forme de quartz ou de cristobalite, ou hydratée, par exemple à l'état de chert ou d'apale; les argiles et autres minéraux silicatés, tels que le feldspath, le mica, etc., et les carbonates, surtout la calcite et la dolomite.

4. Propriétés physiques

La possibilité d'extraire et d'enrichir le minerai de façon rentable dépend souvent des propriétés physiques du gisement: minerai consolidé ou non, granulométrie et dureté des particules de phosphate et des minéraux accessoires. Si le minerai est consolidé, les possibilités d'enrichissement dépendent de la nature de l'agent cimentant et du degré de consolidation. L'action antérieure plus ou moins grande des intempéries et la taille des cristaux des composants sont souvent importants. Une étude détaillée de ces questions serait tout à fait en dehors du cadre du présent manuel.

5. Facteurs dont dépend le potentiel économique

Le potentiel économique d'un gisement dépend de nombreux facteurs, dont le cours sur le marché ou la valeur, l'étendue et la teneur du gisement, l'emplacement, le coût estimé de l'extraction et de l'enrichissement, la qualité et la teneur du produit enrichi et les facteurs météorologiques qui, ces dernières années, ont pris de plus en plus d'importance; la mise en valeur de nouveaux gisements a été remise à plus tard ou abandonnée à cause d'objections d'écologistes qui affirmaient que les mines nuiraient à la faune et/ou à la flore sauvages, détruiraient des valeurs esthétiques, pollueraient des sources ou en réduiraient le débit.

Quand un gisement doit être exploité pour utilisation dans le pays, la rentabilité possible est liée à la comparaison avec l'importation de minerai ou d'engrais. Une étude complète est nécessaire pour déterminer s'il est possible de fabriquer et de livrer aux cultivateurs nationaux un engrais phosphaté meilleur marché qu'avec du minerai importé. Il faut tenir compte des besoins en devises étrangères ainsi que de la stabilité du prix du phosphate naturel importé et de la sécurité d'approvisionnement. Les récentes fluctuations des cours mondiaux n'incitent pas à avoir confiance en la stabilité.

En 1972, les prix tarifés étaient environ 10 à 14 dollars par tonne f.o.b. les ports de Floride ou du Maroc pour des phosphates naturels 72 % BPL. A partir de 1973, les cours ont fortement monté et ont atteint en 1975 48 dollars pour le phosphate de Floride et 65 pour celui du Maroc. Ensuite il y a eu une baisse et, en janvier 1977, les tarifs étaient les suivants pour du phosphate 72 % BPL :

Source	Dollars/tonne
Maroc, Khouriba	38,00
Maroc, Youssoufia	35,25
Floride	28,50 ^a

^aPorte à 34 dollars en juillet 1977.

Le dosage moyen du phosphate naturel exporté par les Etats-Unis en 1977 était de 32,1 de P₂O₅ (environ 70 % BPL) et la valeur moyenne à la mine de 21,81 dollars. Pour l'ensemble de la production commercialisable, les chiffres correspondant étaient 30,8 % P₂O₅ (67,3 % BPL) et 17,39 dollars [5].

6. Application directe du phosphate naturel

Dans la plupart des pays, le phosphate naturel moulu n'est pas considéré comme un engrais et ne figure pas dans les statistiques de consommation. Cependant, la FAO publie des chiffres séparés; en 1976, la consommation indiquée équivalait à 1,2 million de tonnes de P₂O₅, soit

environ 5 % de la consommation d'engrais phosphatés; l'URSS représentait plus de 70 % de cette consommation; le reste était réparti entre un grand nombre de pays.

Il est probable que la consommation réelle de phosphate naturel pour application directe est nettement plus élevée, soit parce qu'elle n'est pas signalée, soit, dans certains pays, parce qu'elle est incluse dans la consommation d'engrais. Par exemple, on croit que le phosphate naturel moulu représente une proportion importante de la consommation chinoise de P_2O_5 , mais on ne dispose d'aucune statistique.

Il y a de grandes divergences d'opinions quant aux mérites des phosphates naturels moulus comme engrais. Dans de nombreux pays, l'industrie des engrais chimiques considère le phosphate naturel comme une menace pour sa prospérité et a insisté pour obtenir que le gouvernement en restreigne l'emploi. Dans d'autres cas, l'industrie ou les autorités gouvernementales ont eu l'attitude inverse.

Certains des facteurs qui rendent difficile une évaluation impartiale de l'application directe du phosphate naturel moulu sont :

1. La réactivité, donc la valeur sur le plan agronomique, varie beaucoup.
2. La réponse agronomique dépend beaucoup du type de sol et, dans une certaine mesure, de la nature de la culture et des facteurs climatiques.
3. La réponse dépend de la date et de la méthode d'application ainsi que de la granulométrie du phosphate.
4. La valeur résiduelle d'une application unique, et la valeur cumulée d'applications répétées, est importante pour tous les engrais phosphatés, mais difficile à évaluer. Le phosphate naturel moulu a souvent un effet plus favorable à long terme qu'à court terme.
5. D'une façon générale, on manque d'études d'ordre agronomique et d'ordre économique sur l'utilisation à long terme pour les cultures vivrières.

Le principal avantage du phosphate naturel moulu est son bon marché. Il peut coûter environ la moitié du prix du TSP quand l'un et l'autre doivent être importés; lorsqu'on dispose de phosphate naturel d'origine nationale, la différence peut être plus grande. Les autres avantages sont :

1. Le traitement n'exige qu'un très faible investissement.
2. Aucune qualification technique particulière n'est nécessaire.
3. La consommation d'énergie est faible.
4. Les pertes en cours de traitement sont faibles ou nulles.

5. Dans certains cas, on peut appliquer directement des phosphates ne convenant pas pour un traitement chimique.
6. On peut éviter les longs délais qu'entraîne la construction d'usines chimiques.
7. Les économies d'échelle sont assez peu importantes.
8. Dans les sols acides, le phosphate naturel moulu a un effet alcalinisant; des études plus poussées sur ce point sont nécessaires.

Les principaux inconvénients sont l'incertitude quant à la valeur agronomique, l'incommodité de la manutention et de l'emploi d'une poudre fine dégageant de la poussière, le dosage en P_2O_5 plus faible que pour le TSP ou les phosphates d'ammonium.

On admet en général que le phosphate naturel moulu n'est efficace que sur les sols acides (pH 6 ou moins); c'est vrai des phosphates apatitiques, non des phosphates alumineux grillés, qui sont efficaces sur des sols neutres ou calcaires.

Le phosphate naturel est aussi plus efficace sous des climats chauds, dans des sols humides et pour des plantes à croissance assez lente; il l'est moins pour des plantes à croissance rapide cultivées dans un sol froid, surtout pendant la première année d'application.

Il est généralement admis que le phosphate doit être moulu finement et bien mélangé avec le sol, mais les avis sont quelque peu partagés quant à l'utilité d'une mouture très fine. L'opinion la plus répandue semble être qu'on ne gagne guère à aller au-delà d'environ 90 % passant au tamis à mailles de 0,147 mm, bien que certains estiment qu'il est utile d'aller jusqu'à 80 % passant au tamis à mailles de 0,043 mm.

Le phosphate moulu qui a été ensuite granulé a donné d'assez mauvais résultats pour la première récolte, même quand les granules se désintègrent dans le sol, probablement parce que la granulation réduit la superficie de contact avec celui-ci. Toutefois, dans la plupart des essais, la granulométrie était de 1 à 4 mm. L'IFDC procède actuellement à des essais sur des "minigranules", de 0,1 à 0,5 mm, qui semblent pouvoir éviter le dégagement de poussière sans nuire de façon appréciable à l'efficacité.

Bien que l'avis général soit que la réactivité est importante, il y a certain désaccord sur le degré de cette importance et sur la façon de la mesurer. Nous parlerons plus loin des méthodes chimiques d'évaluation de la réactivité. Ce facteur est surtout important pour la première récolte ou la première campagne; l'efficacité à long terme ou efficacité résiduelle ne semble pas étroitement liée

à la réactivité. Des phosphates de réactivité assez faible ont donné de bons résultats à long terme.

Certains chercheurs ont lié la réponse au phosphate naturel à la pluviométrie annuelle; les résultats sont meilleurs sur des sols bien arrosés.

Au début du XX^e siècle, on a procédé aux Etats-Unis à plusieurs expériences à long terme avec du phosphate naturel moulu provenant du Tennessee, qui est l'un des moins réactifs parmi les phosphates d'origine sédimentaire. Hopkins a publié les résultats d'expériences dans quatre Etats, montrant que, dans un assolement, le rapport entre l'augmentation de valeur des récoltes après application de phosphate et le coût de celui-ci variait d'environ 5/1 à 10/1 [6]. Avec le superphosphate, ce rapport était beaucoup plus bas, surtout parce que le coût du superphosphate par tonne de P_2O_5 était à peu près quadruple de celui du phosphate naturel moulu.

A la suite de ces essais, l'utilisation du phosphate naturel moulu a augmenté aux Etats-Unis pour dépasser nettement un million de t/a en 1953. Plus récemment, la consommation a beaucoup diminué; en 1976, elle ne s'élevait qu'à environ 41 000 tonnes courtes (37 000 t), y compris le "phosphate colloïdal", de fines particules récupérées des bassins de décantation d'eaux usées de Floride.

Cette réduction a été attribuée à deux facteurs. D'une part, la production à grande échelle de phosphates à haut dosage (TSP et DAP) a réduit le coût de ces engrais livrés au consommateur au point que le phosphate naturel moulu n'est guère meilleur marché, en particulier s'il faut le transporter à longue distance. D'autre part, il est beaucoup plus facile de manipuler et d'appliquer les phosphates granulés que le phosphate naturel moulu fin.

On a préconisé et utilisé le phosphate naturel moulu pour la remise en valeur de terres abandonnées et pour la mise en culture de terres vierges, en cas de déficience en phosphore. On recommande pour cela une forte application, telle que 1 à 3 t/ha, qui peut être répétée à intervalles de 5 à 10 ans. Le phosphate naturel est aussi utilisé en Europe pour maintenir la fertilité du sol, au lieu de scories de déphosphoration; on procède d'ordinaire par applications assez importantes espacées de plusieurs années. Dans les deux cas, il peut y avoir une application supplémentaire d'engrais phosphatés solubles, suivant les besoins des plantes cultivées.

Des essais portant sur une seule saison ont montré que les phosphates naturels les plus réactifs étaient presque aussi efficaces que le superphosphate, pour certaines plantes et certains sols.

7. Méthodes de mesure de la réactivité du phosphate naturel

De nombreuses méthodes chimiques ont été essayées, et plusieurs sont utilisées dans le commerce, pour évaluer la réactivité du phosphate naturel appliqué directement.

Les principaux solvants employés sont l'acide nitrique, l'acide formique, le citrate d'ammonium neutre ou alcalin. Ce dernier sert surtout pour les phosphates alumineux grillés.

A l'origine, la plupart de ces réactifs n'étaient pas employés pour évaluer la réactivité. Par exemple, les solutions neutres et alcalines de citrate d'ammonium devaient servir, dans le cas du superphosphate et d'autres engrais, à séparer les produits de la réaction chimique du phosphate naturel n'ayant pas réagi, en se fondant sur l'hypothèse que ce dernier n'était pas soluble dans ces réactifs. L'extraction à l'acide citrique a été mise au point pour évaluer la qualité des scories de déphosphoration Thomas, engrais très employé en Europe. L'extraction à l'acide formique semble avoir été spécifiquement destinée à l'étude du phosphate naturel.

Dans presque toutes les méthodes, le rapport du poids de l'échantillon au volume de solvant est de 1 g/100 ml; la durée est en général de 30 minutes à une heure. La température et l'agitation peuvent être spécifiées. Par exemple, dans la méthode de l'AOAC, en emploi du citrate d'ammonium neutre de concentration déterminée (1 g d'échantillon, 100 ml de solution); l'extraction dure 30 minutes à 65 °C. Dans la méthode Wagner, on se sert de solution d'acide citrique à 2% et l'extraction dure 30 minutes à 17,5 °C.

On a fait varier, à titre expérimental, divers paramètres tels que la température, le rapport échantillon/solvant, la durée de l'extraction et la concentration de la solution, afin d'obtenir une relation plus étroite entre les valeurs obtenues et les données fournies par l'agronomie. On a aussi essayé des extractions successives du même échantillon.

Un inconvénient de toutes ces méthodes est que le pourcentage de P_2O_5 extrait dépend de la teneur du minerai, en particulier lorsqu'il contient une gangue inerte comme la silice. Par exemple, dans une série d'essais sur des mélanges de phosphate naturel de Caroline du Nord et de quartz, dans des rapports variant de 91/9 à 50/50, la quantité de P_2O_5 extraite d'un échantillon d'un gramme du mélange était presque constante (5,5 à 6,0%), mais le pourcentage du P_2O_5 total extrait passait de 21,0 à 36,9 à mesure que la teneur du mélange diminuait. Si l'on mesure la réactivité par le pourcentage de P_2O_5 extrait, la réactivité apparente augmente quand la teneur diminue. Cette situation tend à décourager un enrichisse-

ment efficace puisque, lorsqu'on arrive à une teneur plus élevée, la réactivité apparente diminue. Il est aussi possible que des marchands sans scrupules diminuent délibérément la teneur en ajoutant un diluant sans valeur pour accroître la réactivité apparente.

Pour éliminer cette cause d'erreur, Lehr et McClellan ont introduit la notion de "solubilité absolue dans le citrate": la quantité de P_2O_5 dissoute est exprimée en pourcentage de la teneur en P_2O_5 de l'apatite débarrassée de sa gangue [4], que l'on peut estimer au moyen de rayons X ou par une analyse chimique et minéralogique complète. Les inconvénients de cette méthode sont :

1. L'estimation de la teneur en P_2O_5 de l'apatite exige du matériel et des qualifications qui ne sont pas couramment disponibles.
2. La teneur en P_2O_5 de l'apatite varie d'environ 34 à 42 %, de sorte que la méthode introduit une variable qui n'est pas clairement liée à la réactivité.

Certains minéraux souvent présents dans les phosphates naturels réduisent la solubilité de P_2O_5 dans divers solvants; les principaux sont la calcite et la dolomie. De plus, le gypse et tous les sels solubles de calcium influencent la solubilité du P_2O_5 dans le citrate d'ammonium neutre. On peut éliminer ces corps au moyen de solvants appropriés avant de déterminer la solubilité du P_2O_5 .

On a extrait au citrate d'ammonium neutre six échantillons de phosphate naturel exempts de calcite; la moyenne du P_2O_5 extrait a été de 5% du poids de l'échantillon, soit environ 16% du P_2O_5 ,

total. L'addition de 1, 2 et 4% de calcite a réduit comme suit la proportion de P_2O_5 extraite :

Addition de calcite (en pourcentage)	0	1	2	4
P_2O_5 extrait (en pourcentage du P_2O_5 total)	16	12	10	9

La présence de calcite dans le phosphate naturel, même en très faible proportion, provoque donc une réduction considérable du pourcentage de P_2O_5 soluble dans le citrate d'ammonium neutre. La présence de calcite modifie aussi la solubilité de P_2O_5 dans les acides citrique et formique; au cours d'un essai, l'addition de 10% de calcite a ramené la solubilité de 37 à 26% pour l'acide citrique, de 59 à 47% pour l'acide formique.

Le tableau 1 reprend les résultats fournis par quatre méthodes d'extraction pour des échantillons de phosphate naturel provenant de six sources américaines. La méthode au citrate d'ammonium acide (pH 3), utilisée par la TVA et l'IFDC, est prometteuse. Les trois autres méthodes sont utilisées commercialement dans certains pays. Les résultats de ces essais et d'autres ont été comparés avec les résultats de divers essais agronomiques. Dans deux essais en serre, on a obtenu une assez bonne corrélation entre le rendement agronomique pour la première récolte et les valeurs de la solubilité fournies par toutes les méthodes; c'est la méthode au pH 3 qui a donné la meilleure corrélation. Cependant, dans certains tests sur des plantes à croissance lente, on a constaté peu de différences d'efficacité entre les

TABLEAU 1. SOLUBILITE DE PHOSPHATES NATURELS DANS DIVERS SOLVANTS COMPAREE A L'EFFICACITE AGRONOMIQUE^a

	Source du phosphate					
	Caroline du Nord	Nord de la Floride	Centre de la Floride	Tennessee	Idaho	Missouri
P_2O_5 total	30,5	32,4	32,7	30,7	32,5	34,7
	Pourcentage du P_2O_5 total extrait					
Citrate d'ammonium, pH 7 ^{b,c}	26,1	20,4	16,2	14,9	11,5	1,4
Acide citrique à 2%	49,6	29,7	25,7	25,3	23,8	6,0
Acide formique à 2%	85,8	30,3	28,0	21,3	33,1	5,0
Citrate d'ammonium, pH 3 ^b	81,1	48,4	42,3	31,5	27,9	5,3
	--- Efficacité agronomique relative, TSP 100 ^d ---					
Riz ^e	84	46	37	6	24	0
Mais ^f	77	41	34	10	33	1

^aD'après des études faites en coopération par l'IFDC et la TVA, résultats non publiés

^bLa concentration de la solution de citrate d'ammonium équivaut à 185 g/l d'acide citrique

^cExtraction pendant 30 minutes à 65 °C (méthode de l'AOAC). Dans tous les autres cas, extraction pendant une heure à la température ambiante

^dRéponse agronomique exprimée en pourcentage de la réponse au TSP

^eExpérience en serre: Engelstad, O. P., A. Jugsujinda et S. K. De Datta, 1974. *Soil Science Society of America Proceedings*, 38: 524-529

^fExpérience en serre: Khasawneh F. D., information inédite de la TVA

TABLEAU 2. ECHELLES DE REACTIVITE DE PHOSPHATES NATURELS MESUREE PAR DIVERSES METHODES

Source du phosphate	P ₂ O ₅ soluble, en pourcentage du phosphate						
	P ₂ O ₅ total dans le phosphate (en pourcentage)	Citrate d'ammonium neutre		Acide citrique à 2%	Acide formique à 2%	Citrate d'ammonium pH 3	Solubilité absolue dans le citrate (en pourcentage) ^d
Huila, Colombie	20,9	0,8	3,4	5,2	6,2	10,5	12,2
Pesca, Colombie	19,8	1,9	1,9	7,0	5,3	8,3	9,7
Sechura, Pérou	30,0	5,3	5,4	15,2	21,8	24,1	14,9
Gafsa, Tunisie	30,0	4,9	5,6	14,1	22,4	21,1	18,5
Caroline du Nord	29,9	7,2	6,7	15,9	25,7	24,8	19,8
Centre de la Floride	32,7	3,0	3,2	8,4	8,2	14,0	10,1
Tennessee	20,1	2,6	2,7	8,8	6,9	9,8	5,1

^dSolubilité de P₂O₅ dans le citrate d'ammonium neutre mesurée par une méthode exposée dans la référence [4]

phosphates provenant de différentes sources; la corrélation des solubilités avec les réponses résiduelles était moins satisfaisante.

Les conclusions générales ont été :

1. Toutes les méthodes d'extraction ont donné une raisonnablement bonne corrélation avec l'efficacité agronomique relative pour la première récolte, dans cette expérience particulière. Dans cette expérience et dans d'autres, l'extraction par le citrate d'ammonium acidifié (pH 3) a donné la meilleure corrélation.
2. Aucune des méthodes n'a donné une bonne corrélation avec l'efficacité résiduelle ou valeur agronomique à long terme.

Dans une autre expérience, en Colombie, on a utilisé divers phosphates naturels dans des essais en serre et en plein air [7]. Le tableau 2 donne les réactivités telles qu'elles sont mesurées par la solubilité de l'anhydride phosphorique dans divers réactifs.

Le tableau 3 compare les résultats agronomiques obtenus au cours de ces essais. Dans l'essai en plein air sur le manioc, il y a eu une bonne réponse à tous les phosphates naturels, mais aucune différence statistiquement significative entre

TABLEAU 3. RENDEMENT RELATIF, EN MATIERE SECHE, DE LA REPOSE DES PLANTES A SEPT PHOSPHATES NATURELS

Echantillon de phosphate	Rendement relatif en matière sèche (en pourcentage)		
	Herbe de Guinée ^d	Haricots ^b	Manioc ^b
Huila	40	82	90
Pesca	30	60	88
Sechura	100	92	—
Gafsa	85	90	100
Caroline du Nord	88	100	98
Centre de la Floride	57	78	92
Tennessee	38	67	86
Pas de P (témoin)	0	43	41

^dExpérience en serre

^bExpérience en plein air

eux. Le tableau 4 donne les coefficients de corrélation entre la solubilité et le rendement pour les deux autres expériences. Dans ces essais, l'efficacité des trois phosphates les plus réactifs (Gafsa, Sechura et Caroline du Nord) était au moins égale à 80 % de celle du témoin : scories de déphosphoration pour l'herbe de Guinée (*Panicum virgatum*) et le manioc, superphosphate triple pour les haricots.

TABLEAU 4. CORRELATIONS DE DIVERSES ECHELLES DE REACTIVITE DE PHOSPHATES NATURELS AVEC LE RENDEMENT EN MATIERE SECHE DE L'HERBE DE GUINEE ET DES HARICOTS

Méthode d'évaluation	Coefficient de corrélation r	
	Herbe de Guinée	Haricots
Citrate d'ammonium neutre ^d	0,867	0,778
Citrate d'ammonium neutre ^b	0,927	0,961
Acide citrique à 2%	0,921	0,774
Acide formique à 2%	0,944	0,879
Citrate d'ammonium pH 3	0,984	0,910
Solubilité absolue dans le citrate	0,811	0,874

^dPremière extraction.

^bSeconde extraction

La meilleure corrélation a été obtenue par la méthode au citrate d'ammonium pH 3 quand la solubilité de l'anhydride phosphorique était exprimée en pourcentage de l'échantillon, mais elle était mauvaise lorsque cette solubilité était exprimée en pourcentage de l'anhydride phosphorique total parce que les phosphates à faible teneur donnaient une réactivité apparente relativement élevée.

Le fait que, pour le manioc, il y avait peu de différence d'efficacité entre les divers phosphates montre que la réactivité n'est pas toujours un facteur très important.

L'expérience en plein air sur les haricots a porté sur trois récoltes, couvrant une période d'environ 18 mois. Les résultats ont montré que l'efficacité agronomique relative des phosphates

naturels par rapport à celle du TSP croissait avec le temps [8].

	Efficacité agronomique relative des phosphates		
	Haute réactivité	Reactivité moyenne	Faible réactivité
1 ^{re} récolte	90	71	29
2 ^e récolte	105	65	40
3 ^e récolte	115	95	85
Total des 3 récoltes	105	77	51

On a conclu qu'une appréciation de l'efficacité fondée sur une seule récolte n'était pas suffisante.

Lehr et McClellan ont examiné plusieurs centaines d'échantillons de phosphate naturel provenant des principales sources mondiales [4]. Un résultat digne de remarque est que la réactivité des différents échantillons provenant du même endroit peut être très variable. Dans certains cas, des échantillons provenant de différentes couches de la même mine avaient des réactivités différentes.

Le besoin se fait sentir d'une méthode chimique améliorée pour évaluer la réactivité de phosphates naturels, en vue de leur application directe, mais il est évident que cette réactivité n'est que l'un des facteurs dont dépendent l'utilité agronomique et la rentabilité. Les valeurs de la réactivité ne sont donc utiles que comme guide général; le lieu et le mode d'application sont tout aussi importants.

8. Phosphate alumineux grillé

Les minerais formés surtout de phosphates alumineux hydratés sont utilisables par application directe après grillage à température régulée, qui peut se faire dans un four rotatif ou en lit fluidisé. Cette opération élimine l'eau, ce qui élève la teneur et détruit le caractère cristallin des minéraux composant le phosphate, améliorant ainsi la réactivité.

On ne connaît actuellement que deux minerais alumineux utilisés pour application directe après grillage, dont l'un se trouve au Sénégal, près de Thiès. Le minerai tel qu'il est extrait contient environ 29 % d'anhydride phosphorique (à sec); après grillage, ce chiffre est porté à plus de 34 %. Les résultats d'une analyse partielle du produit grillé sont :

P ₂ O ₅	34,6 %
Al ₂ O ₃	35,9 %
CaO	10,9 %
Fe ₂ O ₃	9,1 %
SiO ₂	2,9 %
TiO ₂	1,9 %
MgO	0,3 %

Après grillage, le minerai est moulu à une granulométrie de 95 % passant au tamis à mailles

de 0,15 mm et commercialisé sous le nom "Phosphal", en vue d'application directe. La proportion de l'anhydride phosphorique soluble dans le citrate d'ammonium alcalin est d'environ 75 %. Des essais en plein air ont montré que l'efficacité est à peu près égale à celle du superphosphate pour des sols calcaires, neutres et acides [9]. Le superphosphate est un peu supérieur immédiatement après l'application, mais le Phosphal est supérieur à long terme. Le produit est surtout utilisé en France, au Sénégal et dans certains pays voisins.

Un minerai analogue se rencontre dans la couche supérieure ("qualité C") du gisement de l'île Christmas. Il contient environ 25 % d'anhydride phosphorique (à sec); après grillage, la composition est :

P ₂ O ₅	29 %-33 %
Al ₂ O ₃	29 %-24 %
CaO	15 %-21 %
Fe ₂ O ₃	11 %-19 %
CO ₂	0,9 %-1 %
F	0,6 %-0,8 %

Le grillage se fait en lit fluidisé. L'expérience a montré que la solubilité dans le citrate était maximale pour une température de 400 à 600 °C. La solubilité maximale de l'anhydride phosphorique est d'environ 75 % dans une solution de citrate d'ammonium neutre ou alcaline, mais beaucoup plus faible dans l'acide citrique à 2 %, environ 20 à 30 %. Le produit est appliqué directement, après mouture permettant le passage au tamis à mailles de 0,15 mm.

Ces deux phosphates peuvent être expédiés en vrac après grillage, en vue de mouture dans le pays importateur. Une partie du produit moulu est utilisée en mélange avec d'autres engrais, mais, si ce mélange est granulé à la granulométrie habituelle, 1 à 4 mm, l'efficacité agronomique est plus faible, au moins pendant la première saison suivant l'application.

La TVA a fait des expériences sur le minerai de la "zone de lessivage" de Floride, qui contient aussi un pourcentage élevé de minéraux alumineux — millisite, crandallite et wavellite [10]. On a constaté que la solubilité maximale de l'anhydride phosphorique dans le citrate, 70 à 79 %, était obtenue par grillage entre 500 et 600 °C. Toutefois, ce minerai est à faible teneur et de composition variable; il convient donc mal à une utilisation commerciale.

C. Acide sulfurique

L'acide sulfurique est une matière première importante pour la fabrication des engrais phosphatés et, dans une bien moindre mesure, des

engrais azotés et potassiques. Sa production mondiale a été, en 1977, de quelque 121 millions de tonnes [11], dont probablement la moitié pour la fabrication d'engrais.

Environ 58 % de la production mondiale étaient obtenus à partir du soufre élément, 25 % des pyrites et 17 % d'autres sources, dont la principale est la récupération au cours du raffinage des métaux.

D'une façon générale, l'acide sulfurique est obtenu par oxydation catalytique du dioxyde de soufre SO_2 , donnant l'anhydride sulfurique SO_3 , qui est ensuite absorbé dans l'eau pour donner l'acide sulfurique H_2SO_4 . En pratique, SO_3 est absorbé dans de l'acide sulfurique maintenu à concentration constante, d'ordinaire 98 %, par addition d'eau.

Il n'y a aucune variante importante de ce procédé présentant un intérêt commercial; les différences portent sur la source de dioxyde de soufre et la méthode de transformation en anhydride sulfurique. Les deux principaux procédés de conversion sont le procédé aux chambres de plomb et le procédé par contact. Le premier, introduit en Europe vers le milieu du XVIII^e siècle, utilise des oxydes de l'azote comme catalyseurs vecteurs d'oxygène [12, 13]. Les réactions se produisent dans de très grandes chambres de plomb (d'où le nom du procédé), ou dans des tours garnies. Les principaux inconvénients sont les limitations du débit, de la qualité et de la concentration, en général 60° Baumé, soit à peu près 78 % d'acide. Toutes les usines récentes connues emploient le procédé par contact, bien que certaines usines anciennes utilisant le procédé aux chambres de plomb puissent être encore en service.

Dans le procédé par contact, on emploie comme catalyseur un métal ou un oxyde métallique. Autrefois, on employait beaucoup le platine, mais, à cause de son prix d'achat excessif et de sa susceptibilité à l'empoisonnement, il a été en grande partie remplacé par l'oxyde de vanadium [14]. L'anhydride sulfurique obtenu est envoyé dans une tour où il est absorbé par de l'acide concentré recirculé. Il existe de nombreuses variantes de ce procédé, dépendant de diverses considérations, notamment la nature de la matière première; les nombreuses sociétés d'ingénierie proposant leurs services dans ce domaine offrent un grand nombre de variantes d'ordre technique. Les principaux avantages du procédé sont qu'on peut obtenir directement de l'acide concentré (98 %) très pur et que des usines compactes de très grande capacité sont devenues assez courantes; le chiffre de 2 000 t/jour n'est pas rare.

1. Acide sulfurique à partir du soufre élément

Le soufre élément est la source préférée d'acide sulfurique chaque fois qu'il est disponible à un coût raisonnable. On peut l'extraire par le procédé Frasch bien connu, le tirer de minerais d'origine volcanique, le récupérer à partir de gaz naturels corrosifs ou de pétrole. Il est aussi possible, et parfois rentable, de l'obtenir à partir du charbon, de pyrites et d'autres minerais sulfurés.

Le soufre du commerce est d'ordinaire à 99,5 % au moins. Le soufre moyen (*dark*) contient au maximum 0,5 % d'hydrocarbures; le soufre standard (*bright*) en contient moins de 0,1 % environ (calculés en carbone). Le soufre moyen est source de difficultés dans certaines installations de combustion, mais on a mis au point des méthodes permettant de l'utiliser sans problème. Un autre facteur de qualité est la teneur en cendres, qui doit être très faible pour éviter que des poussières s'accumulent dans le lit de catalyseur. On peut séparer par filtration les impuretés solides contenues dans le soufre fondu [15]. On peut aussi filtrer les gaz chauds sortant du brûleur.

La plupart des installations de combustion du soufre sont conçues pour utiliser le soufre à l'état liquide, bien que l'alimentation en soufre solide ait été employée. Le soufre est souvent transporté à l'état liquide dans des navires, des péniches ou des wagons spécialement équipés à cette fin. Dans ce cas, le soufre est stocké sous cette forme au terminal de l'usine qui le reçoit, jusqu'à utilisation. Quand le soufre est reçu à l'état solide, on le fond en général avant emploi.

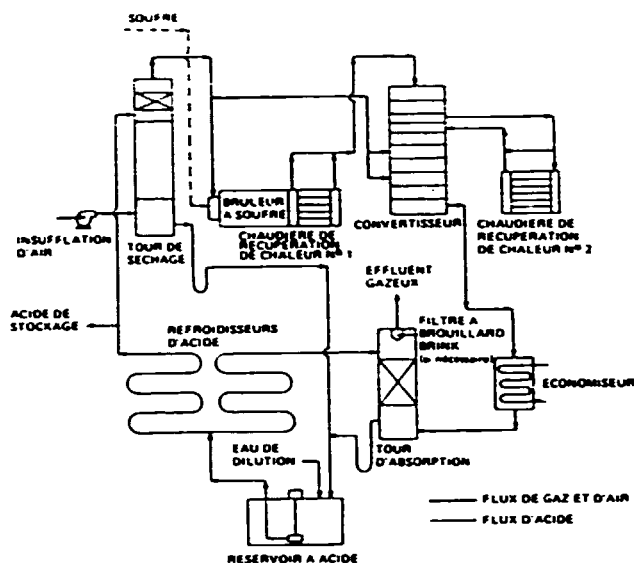
Dans la production d'acide sulfurique à partir du soufre, il y a dégagement de chaleur à différents stades du processus [16]:

Reaction	Chaleur dégagée en kcal/mole de H_2SO_4
$S + O_2 = SO_2$	70,9
$2SO_2 + O_2 = 2SO_3$	23,5
$SO_3 + H_2O = H_2SO_4$	32,8
Réaction totale	
$S + 1-1/2 O_2 + H_2O = H_2SO_4$	126,2

En outre, la dilution de l'acide sulfurique à la concentration habituelle, 98 ou 93 %, dégage aussi de la chaleur, mais relativement peu. La quantité totale de chaleur dégagée équivaut à environ 1,3 million de kcal/t d'acide sulfurique. La récupération au maximum de cette chaleur, sous forme d'énergie utilisable, est un objectif important.

Dans une usine classique (figure 1), le soufre fondu est brûlé par de l'air, préalablement séché dans une tour par contact avec de l'acide sulfurique concentré. Le soufre est brûlé, par un excès d'air, dans une chambre de combustion à revêtement réfractaire, à une température de 950 à 1 100 °C; le gaz produit contient environ 10 % de dioxyde de soufre; il est refroidi dans une chau-

Figure 1. Fabrication d'acide sulfurique par combustion du soufre, contact unique



dière, produisant de la vapeur, à environ 420 °C et il entre à cette température dans le convertisseur catalytique. On peut faire passer une partie de l'air dans une conduite de déviation contournant le brûleur, afin de réguler la température dans la chambre de combustion et de réduire la taille nécessaire pour la chaudière. On peut aussi ajouter un excès d'air entre les passages sur les lits de catalyseur, pour réguler la température pendant la conversion.

La conversion se fait d'ordinaire en trois stades au moins (lits de catalyseur) avec refroidissement du gaz entre les stades, afin de maintenir sa température entre 420 et 450 °C. La conversion se fait par contact du gaz avec des lits successifs d'oxyde de vanadium, souvent réalisés sous forme de sections d'une tour unique.

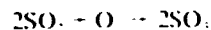
Le gaz quittant le premier lit de catalyseur peut être à une température de 580 à 600 °C, qu'il faut ramener entre 420 et 450 °C pour obtenir une conversion efficace dans le second lit, l'équilibre étant défavorable pour des températures plus élevées. Ce refroidissement peut être obtenu par injection d'air froid ou par échange de chaleur pour fournir une nouvelle quantité de vapeur. Le refroidissement est également nécessaire entre les stades suivants, mais l'élévation de température est moindre que pour le premier lit.

Le gaz quittant la tour est refroidi à nouveau dans un échangeur de chaleur (économiseur), avant d'entrer dans la tour d'absorption. La concentration voulue, d'ordinaire 98 %, y est maintenue par addition d'eau et la température à l'entrée de la tour est régulée entre 70 et 90 °C par refroidissement de l'acide recirculé. Une partie de l'acide va dans la tour de séchage de l'air dont

nous avons déjà parlé, où l'humidité de cet air fournit une partie de l'eau nécessaire à la réaction. Comme, à ce stade, la chaleur est dégagée à basse température, on ne peut guère l'utiliser.

Dans le procédé ci-dessus, à absorption unique, on récupère 97 à 98 % du soufre à l'état d'acide sulfurique, le reste étant perdu dans l'atmosphère sous forme de dioxyde de soufre. Dans la plupart des pays, un tel dégagement de dioxyde de soufre est inacceptable du point de vue écologique: c'est pourquoi la plupart des usines emploient un procédé à double contact et double absorption (DC/DA), comme indiqué par la figure 2. Le gaz, après avoir traversé trois lits de catalyseur, est envoyé à la première tour d'absorption, où l'on enlève l'anhydride sulfurique, puis il est réchauffé vers 420 °C, traverse un quatrième lit de catalyseur, est refroidi et envoyé à une seconde tour d'absorption.

Dans la réaction

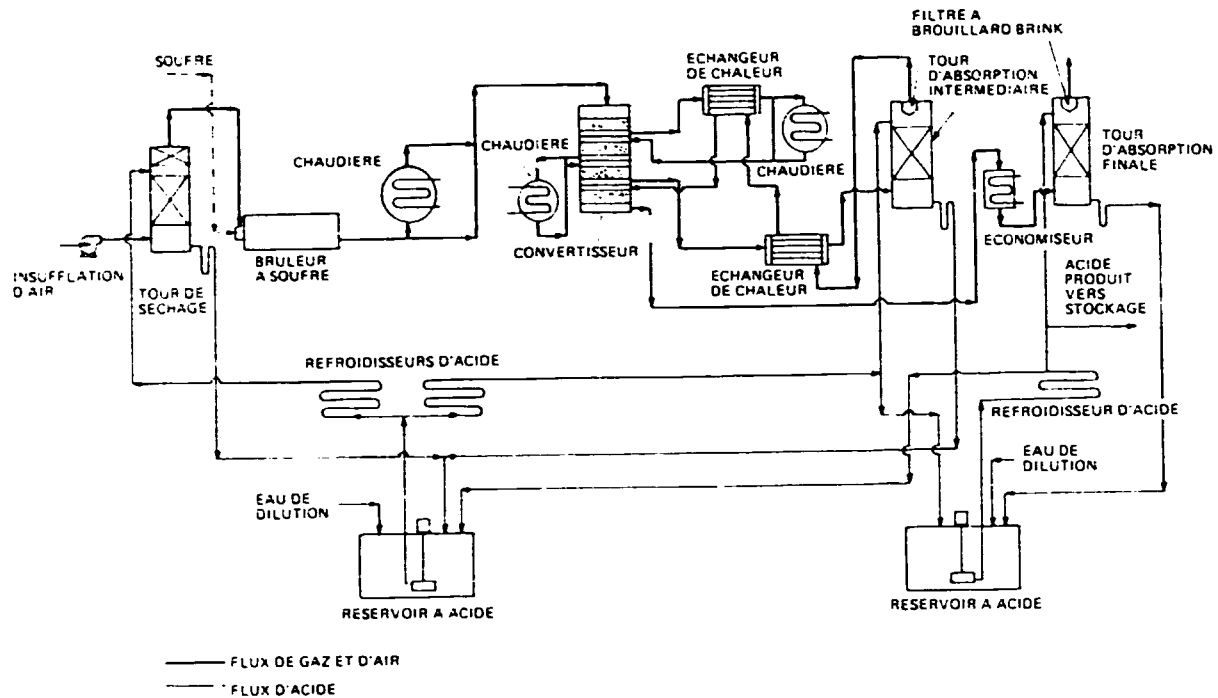


enlever le produit de la réaction, l'anhydride sulfurique, améliore l'efficacité de la conversion dans le dernier lit de catalyseur. La perte de dioxyde de soufre est ramenée à moins de 2 kg/t d'acide sulfurique. Il faut aussi des filtres à brouillard à haut rendement pour ramener la perte d'acide sulfurique sous cette forme au-dessous de 0,05 kg/t d'acide. Le taux de récupération doit donc être au moins de 99,7 %.

Le recours à cette méthode augmente de 10 à 15 % le coût de l'installation par rapport à l'ancien procédé à absorption unique. La consommation d'énergie est aussi plus élevée et l'on récupère moins d'énergie sous forme de vapeur ou autrement. Une autre solution, moins coûteuse dit-on, est de récupérer le dioxyde de soufre d'une installation à absorption unique par lavage dans l'ammoniaque [17], ce qui produit une solution de sulfite et de bisulfite d'ammonium, que l'on acidifie ensuite à l'acide sulfurique et il reste une solution concentrée de sulfate d'ammonium, éventuellement utilisable comme engrais. On peut aussi acidifier la solution à l'acide phosphorique, ce qui donne une solution de phosphate d'ammonium. Il existe de nombreux autres procédés de lavage des effluents qui fournissent divers sous-produits ou déchets.

La fabrication d'acide sulfurique sous pression a certains avantages: les éléments d'équipement sont plus petits et moins coûteux, il faut moins de catalyseur, on a, pour ces stades de la conversion et de l'absorption, de meilleures conditions d'équilibre et de meilleurs taux de réaction. La première installation de ce genre, d'une capacité de 550 à 575 t/j, construite près de Lyon par l'ingénieur Kuhlmann, a été mise en service en 1972. On trouvera dans un article récent [18] l'histoire de son exploitation et le diagramme d'acheminement.

Figure 2. Fabrication d'acide sulfurique par combustion du soufre, double contact et double absorption



ment. Le procédé DC/DA est employé, sous pression de 5 atmosphères, mesurée à la sortie du compresseur d'air. Pendant les cinq premières années de fonctionnement, le rendement de la conversion a été de 99,80 à 99,85 %. L'investissement a été estimé inférieur de 10 % à celui d'une installation classique, mais, pour de plus grandes capacités, jusqu'à 2 000 t/j, l'économie pourrait atteindre 17 %. On récupère environ les deux tiers de l'énergie utilisée pour la compression, par détente de l'effluent gazeux réchauffé dans une turbine entraînant le compresseur. Les résultats obtenus sont résumés ci-dessous [18] :

Consommation de soufre	330 kg/t
Energie électrique	65 kWh/t
Vapeur sous-produite (sous 40 atm)	990 kg/t
Eau de traitement et de refroidissement	Comme dans les procédés classiques
Entretien	3 à 4 % du coût en capital
Main-d'œuvre	2 hommes par poste
Concentration de l'acide	99,0 à 99,5 % H_2SO_4

Il est à remarquer que l'usine a été construite en 1970, avant la crise de l'énergie; dans les conditions actuelles, certaines améliorations de la récupération de chaleur et d'énergie seraient possibles et rentables.

Un autre procédé sous pression récemment mis au point est appelé procédé CIL (Chemetics International Ltd., une société canadienne). On travaille sous 8 atm, avec contact et absorption uniques. L'élément caractéristique du procédé est que le dioxyde de soufre restant dans le gaz à la sortie du convertisseur est absorbé par l'acide sulfurique dans la tour d'absorption. L'acide contenant le dioxyde de soufre dissous est ensuite envoyé à la tour de séchage de l'air où SO_2 est enlevé par le courant d'air et recyclé à travers le brûleur de soufre vers le convertisseur.

La solubilité de SO_2 dans l'acide sulfurique s'accroît quand la pression augmente et quand la température diminue. Dans une usine classique fonctionnant sous la pression atmosphérique, avec de l'acide à 110 °C, la solubilité de SO_2 dans l'acide sulfurique n'est que de 8 ppm, mais, si l'on porte la pression à 8 atm et si l'on abaisse la température à 49 °C, cette solubilité passe à 190 ppm. Dans ces conditions, une quantité appréciable de SO_2 peut être transportée par le flux d'acide jusqu'à la tour de séchage et de là vers le flux d'air entrant. Cameron *et al.* soulignent qu'il n'y a pas de limite théorique à la quantité de dioxyde de soufre qu'on peut récupérer et recycler, elle dépend du taux de recirculation de l'acide entre la tour d'absorption et la tour de séchage de l'air [19]. Dans une usine classique, chaque tour a son propre système de recirculation de l'acide (voir figure 1) et il y a juste assez d'échange entre les systèmes pour maintenir les concentrations de l'acide au niveau désiré.

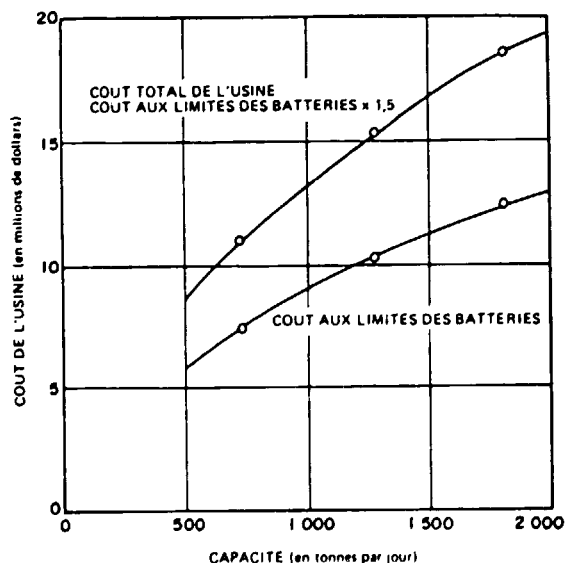
tandis que, dans le procédé CIL, la plus grande partie de la recirculation se fait entre les deux systèmes. On affirme que cette méthode permet facilement d'atteindre ou de dépasser le rendement de 99,7 %, nécessaire, aux Etats-Unis, pour respecter les normes sur la pollution.

Le procédé CIL aurait les avantages du travail sous pression, déjà signalés à propos du procédé Kuhlmann, et, en outre, n'exigerait qu'un seul contact et une seule absorption, ce qui, évidemment, réduirait le coût en capital et simplifierait le fonctionnement. Cependant, le maintien de l'acide à une température relativement faible, vers 50 °C, dans la tour d'absorption, exigerait un refroidissement plus poussé. On ignore à quel degré ce procédé est utilisé dans l'industrie.

Coûts en capital

La figure 3 montre le coût en capital estimé d'usines fabriquant l'acide sulfurique à partir du soufre élément par le procédé DC/DA. La courbe inférieure donne le coût aux limites des batteries pour un pays industrialisé, d'après les coûts au début de 1977, compte non tenu de l'inflation future; il est prévu des installations de stockage du soufre et de l'acide sulfurique correspondant à quatre semaines de production, mais pas de tour de refroidissement en vue de réutiliser l'eau. La courbe supérieure est établie d'après le coût aux limites des batteries, plus 50 % correspondant aux services auxiliaires, à la préparation du site, etc., qui dépendent de l'emplacement choisi et des installations déjà existantes. Ce chiffre est probablement suffisant lorsque l'usine à construire

Figure 3. Coût en capital d'usines de production d'acide sulfurique à partir du soufre, avec double contact, implantation aux Etats-Unis ou en Europe, 1977



fait partie d'un complexe industriel ou d'une fabrique d'engrais. Dans le cas d'un pays en développement, il faut prévoir une augmentation de 25 % ou plus, à cause des coûts accrus de livraison et de construction.

L'usine produit normalement assez de vapeur pour entraîner le compresseur d'air principal et les pompes d'alimentation en eau des chaudières, plus environ 1,2 tonne par tonne d'acide sulfurique; cet excédent peut servir à la production d'électricité, à la concentration d'acide phosphorique ou à d'autres usages.

Coûts de production

Le tableau 5 donne, à titre d'exemple, une estimation du coût de production de l'acide phosphorique à partir du soufre dans une usine d'une capacité nominale de 600 tonnes d'acide par jour, fonctionnant à pleine capacité 330 jours par an.

Si l'on admet pour le soufre livré à l'usine un prix de 50 dollars la tonne, le coût de production estimé serait de 26,74 dollars par tonne pour implantation dans un pays développé, de 28,98 dollars dans un pays en développement, si l'on admet que le coût en capital est, dans ce cas, plus élevé de 25 %. Si l'on ajoute un rendement de 10 % du capital investi, le coût pour utilisation liée, à proximité immédiate, est respectivement de 31,79 et de 35,29 dollars la tonne.

Le tableau 6 montre l'effet estimé de l'échelle de production sur le coût de celle-ci et le prix de cession. Les résultats du calcul, en supposant une utilisation à 100 % de la capacité, sont résumés ci-dessous :

Capacité (en t/j)	Coût ou prix (en dollars/t de H ₂ SO ₄)			
	Pays développé		Pays en développement	
	Coût de production	Prix de cession ^a	Coût de production	Prix de cession ^a
600	26,74	31,79	28,98	35,29
1 200	23,48	27,02	25,37	29,98
1 800	22,69	25,79	23,79	27,66

^aY compris un rendement de 10 % de l'investissement

Bien qu'il ne soit pas difficile, en général, d'exploiter des usines d'acide sulfurique à pleine capacité pendant de longues périodes, le maintien d'un taux élevé d'utilisation de la capacité dépend de la fiabilité des unités utilisatrices et de nombreux autres facteurs. Le tableau 7 montre l'influence de l'utilisation de la capacité sur le prix de cession, en admettant un coût du soufre de 50 dollars/t et un rendement de l'investissement de 10 %, qui est d'ordinaire à peu près le minimum que l'on peut considérer comme accep-

table. Il est clair qu'une faible utilisation de la capacité peut provoquer un accroissement très appréciable du coût. Par exemple, pour un taux de 60 % au lieu de 90 %, le prix de cession augmente d'environ 10 dollars par tonne pour une usine de 600 t/j dans un pays en développement.

Comme il faut environ trois tonnes d'acide sulfurique pour produire une tonne d'anhydride phosphorique sous forme d'acide phosphorique, l'influence d'une faible utilisation de la capacité peut être fort sérieuse dans une usine où les deux unités sont interdépendantes.

TABLEAU 5. COUT DE PRODUCTION DE L'ACIDE SULFURIQUE

Capacité de l'usine, 600 t/j, 298 000 t/an

Coût en capital, dans un pays développé : 10,0 millions de dollars; dans un pays en développement, 12,5 millions

	Quantité	Coût unitaire en pourcentage	Coût par tonne de H ₂ SO ₄	
Soufre	0,34 tonne	50	17,00	
Eau d'alimentation de la chaudière	1,25 tonne	0,32	0,40	
Eau de refroidissement	25,8 tonnes	0,01	0,26	
Electricité	35 kWh	0,02	0,70	
Vapeur excédentaire	1,2 tonne	2,50	3,00	
Coûts liés à la main-d'œuvre ^a	0,16 heure-homme	15,40	2,46	
Total partiel			17,82	
			Pays développés	Pays en développement
Coûts d'exploitation			17,82	17,82
Coûts liés au capital ^b			8,92	11,16
Coût total de production			26,74	28,98
Rendement de l'investissement, 10 %			0,05	6,31
Prix de cession ^c			31,79	35,29

^aY compris les frais généraux, le contrôle chimique et les fournitures diverses.^bCoûts liés au capital :

Amortissement en 15 ans	6,67 % des coûts en capital/an
Intérêt à 8 % de la moitié du coût en capital	4,00 % des coûts en capital/an
Entretien	5,00 % des coûts en capital/an
Impôts et assurances	2,00 % des coûts en capital/an

^cPrix de cession à l'intérieur du complexe.

TABLEAU 6. INFLUENCE DE LA CAPACITE DE L'USINE SUR LE COUT DE L'ACIDE SULFURIQUE (CAPACITE ANNUELLE SUPPOSEE EGALE A 330 x CAPACITE JOURNALIERE)

Capacité, en t/j	Pays développés			Pays en développement		
	600	1 200	1 800	600	1 200	1 800
Coût de l'usine, en millions de dollars ^a	10,0	14,6	18,4	12,5	18,25	23,00
	<i>Coût, en dollars de H₂SO₄</i>					
Soufre	17,00	17,00	17,00	17,00	17,00	17,00
Coûts liés à la main-d'œuvre ^b	2,46	1,87	1,59	2,46	1,87	1,59
Coûts liés au capital ^c	8,92	6,25	5,74	11,16	8,14	6,84
Autres coûts ^d	1,64	1,64	1,64	1,64	1,64	1,64
Coût de production	26,74	23,48	22,69	28,98	25,37	23,79
Rendement de l'investissement ^e	5,05	3,54	3,10	5,68	4,61	3,87
Prix de cession	31,79	27,02	25,79	34,66	29,98	27,66

^aCoûts en capital pour les pays développés d'après la figure 3; coût pour les pays en développement supposé supérieur de 25 %^bCoûts annuels liés à la main-d'œuvre supposés proportionnels à la puissance 0,6 de la capacité^cVoir tableau 5, note b^dElectricité, eau d'alimentation de la chaudière, eau de refroidissement et vapeur excédentaire.^eEn supposant un rendement de 10 % du coût de l'usine

TABLEAU 7. INFLUENCE DE L'UTILISATION DE LA CAPACITÉ SUR LE PRIX DE CÉSSION DE L'ACIDE SULFURIQUE, EN DOLLARS PAR TONNE D'ACIDE^a

Capacité nominale en % Utilisation de la capacité en pourcentage	Pays développés		
	800	1 200	1 800
100 ^b	31,79	27,02	25,79
90	33,62	28,32	26,95
75	37,28	30,91	29,27
60	42,75	34,79	32,74
Pays en développement			
100 ^b	35,29	29,98	27,66
90	37,50	31,60	29,03
75	41,93	34,85	31,76
60	48,57	39,73	35,86

^a Calculée d'après les données du tableau 6, en supposant que les coûts annuels liés à la main-d'œuvre et au capital sont constants et que le coût du soufre et des services auxiliaires ainsi que la valeur de l'excédent de vapeur sont constants pour un même tonnage d'acide sulfurique.

^b Capacité annuelle = 330 × capacité journalière

2. Production d'acide sulfurique à partir de pyrites ou d'opérations de raffinage

Quand la source de dioxyde de soufre est le grillage de pyrites (FeS₂), de pyrrotite (à peu près Fe₂S₃) ou de minerais sulfurés non ferreux, l'usine d'acide sulfurique est analogue à celle décrite plus haut (figures 1 et 2), avec les exceptions suivantes :

1. Le brûleur de soufre n'existe plus.
2. Le gaz entrant doit être refroidi ou lavé, ou épuré autrement, pour éliminer toutes les impuretés qui pourraient colmater ou empoisonner le lit de catalyseur.
3. Le gaz doit être séché dans une tour, au moyen d'acide sulfurique.
4. Le gaz épuré sec doit être chauffé pour atteindre la température de conversion, environ 410 °C. D'ordinaire, le stade de conversion fournit assez de chaleur pour préchauffer, dans des échangeurs de chaleur, le gaz entrant.
5. Comme la teneur en SO₂ du gaz est souvent moindre qu'avec la combustion du soufre, tous les éléments d'équipement doivent être plus grands.

Comme dans le cas de la combustion du soufre, on peut recourir au double contact ou au lavage de l'effluent gazeux pour se conformer aux normes sur la lutte contre la pollution. Une usine travaillant à partir des gaz de grillage coûtera vraisemblablement à peu près 50 % de plus qu'une usine partant du soufre, compte tenu de l'épuration du gaz, mais non du grillage. La récupération de chaleur dépend surtout du pourcentage récupérable

de la chaleur fournie par le grillage. En général, la quantité récupérée sous forme de vapeur ou sous une autre forme utile est un peu moindre avec les pyrites qu'avec le soufre.

La pyrite pure, FeS₂, contient 53,4 % S et 46,6 % Fe, mais, contrairement au soufre, les pyrites renferment de nombreuses impuretés qui peuvent influencer dans un sens ou dans l'autre leur valeur. Après extraction et (d'ordinaire) enrichissement, une pyrite du commerce peut contenir 40 à 50 % de soufre. Les éléments de valeur qu'on y rencontre en général sont le cuivre, le plomb et le zinc, mais parfois aussi beaucoup d'autres (en général sous forme de sulfures), tels que le nickel, le cobalt, le cadmium, le bismuth, l'arsenic et de faibles pourcentages d'argent et d'or.

Nous donnons ci-dessous les résultats partiels de l'analyse d'une pyrite espagnole :

Composition d'une pyrite espagnole (13)

	Pyrite brute	Pyrite après flottation
Soufre (S)	48 %	48 %
Cuivre (Cu)	0,8 %-1,2 %	0,3 %
Plomb (Pb)	0,5 %-1,5 %	0,3 %
Zinc (Zn)	1,5 %-2,5 %	0,4 %
Or (Au)	1 g/tonne	1 g/tonne
Argent (Ag)	30 g/tonne	30 g/tonne

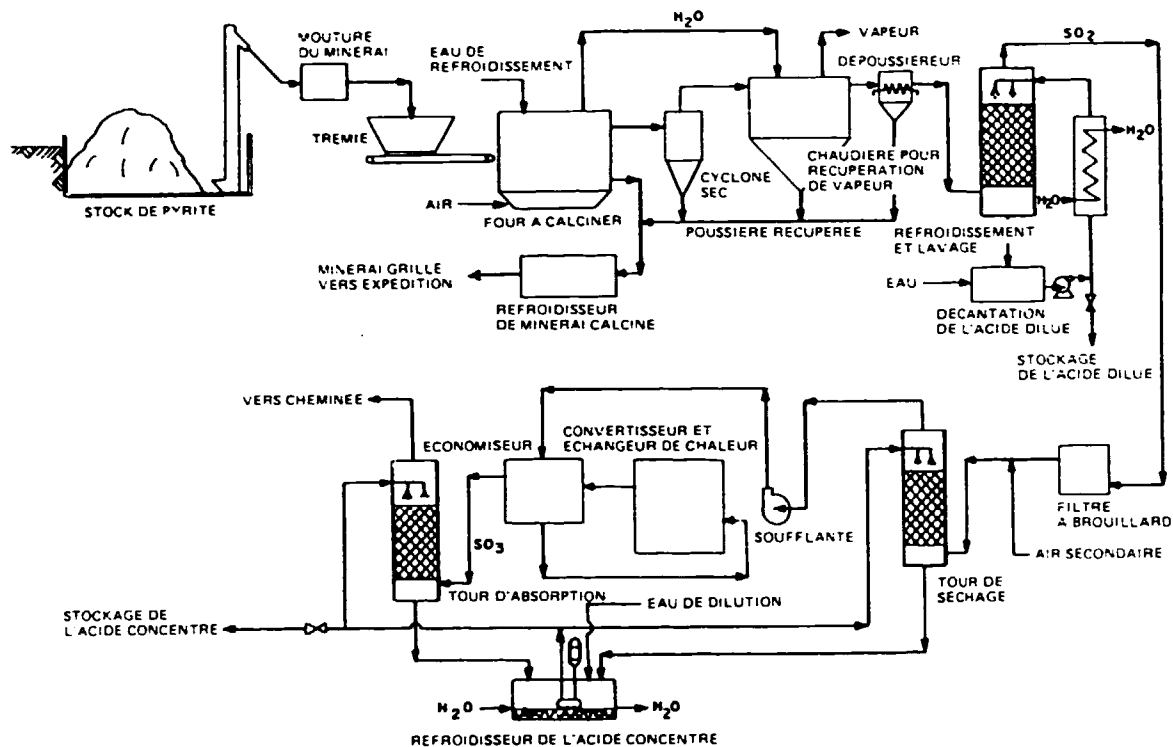
La récupération des métaux de valeur et du fer joue un rôle important dans l'économie du traitement des pyrites. L'arsenic est une impureté indésirable, qui tend à former pendant le grillage des composés volatils salissants les échangeurs de chaleur et les conduits, mais des méthodes permettant d'y remédier ont été mises au point.

Quant les pyrites sont relativement riches en cuivre ou en d'autres métaux de valeur, on peut enrichir le minerai de façon à obtenir un concentré de sulfures non ferreux, qui est traité séparément. Il existe aussi plusieurs méthodes de traitement du minerai après grillage permettant d'extraire les éléments recherchés. Le minerai grillé contient surtout de l'oxyde de fer, il peut donc être utilisé comme minerai par la sidérurgie, mais diverses impuretés étant indésirables pour cet usage, le traitement après grillage peut avoir le double but de récupérer des métaux de valeur et de purifier le minerai grillé destiné à la sidérurgie.

La figure 4 est un diagramme d'acheminement simplifié de la production d'acide sulfurique à partir des pyrites. Il s'agit d'un procédé à contact et absorption uniques. Dans la plupart des emplacements, il serait nécessaire soit de laver le gaz de carneau, soit d'ajouter un second stade de contact et d'absorption, pour ne pas polluer l'atmosphère. Le traitement ou l'évacuation du minerai grillé, quoique important, est en dehors du cadre de ce manuel.

Le coût en capital de l'usine, y compris le grillage des pyrites, est environ 2,6 fois celui d'une

Figure 4. Diagramme d'écoulement simplifié d'une usine produisant de l'acide sulfurique à partir de pyrites



usine équivalente utilisant le soufre [20]. D'après les estimations du tableau 6, les coûts d'exploitation liés au capital seraient supérieurs à ceux d'une usine partant du soufre d'environ 13 dollars par tonne d'acide pour une usine de 1 200 t/j dans un pays en développement. Les coûts liés à la main-d'œuvre et les autres coûts seraient aussi plus élevés. Si l'on admet une différence totale de 15 dollars par tonne d'acide, il est évident que, pour que les coûts de production soient égaux, le coût par tonne du soufre contenu dans les pyrites devrait être inférieur de 45 dollars à celui du soufre élément, à moins qu'on n'assigne une certaine valeur au minerai grillé.

Lasaosa a présenté des données montrant que, en 1972 [20], le coût de production net de l'acide sulfurique obtenu à partir de pyrites espagnoles, compte tenu des sous-produits, était moins élevé que si l'on était parti du soufre. On ne peut en tirer aucune conclusion générale parce que la qualité des pyrites, la valeur des sous-produits et les conditions locales sont extrêmement variables.

La récupération de sous-produits à partir de pyrites exige une technologie de niveau élevé et peut être difficile pour un pays en développement. Parmi les pays qui comptent surtout sur les pyrites comme source d'acide sulfurique, on peut citer la Finlande, la Norvège, la Suède, l'Espagne, le Portugal, l'Italie, la Chine et l'URSS. Certains

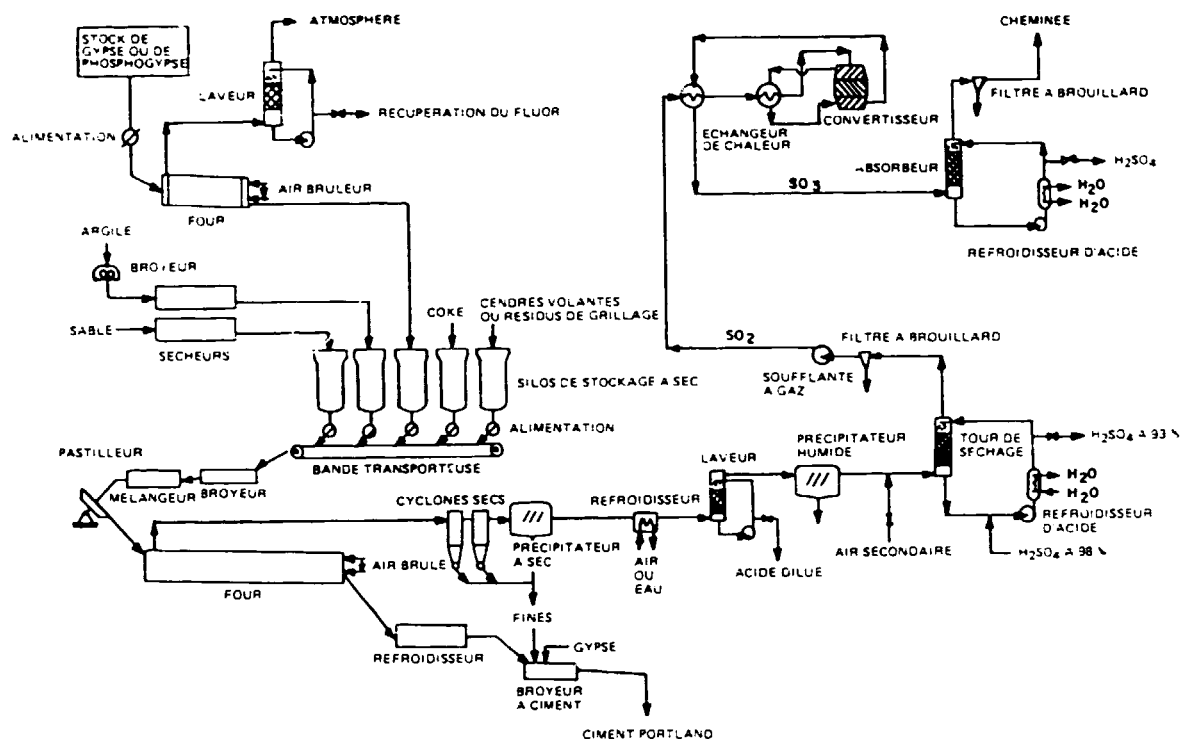
autres pays, comme le Japon, produisent de grandes quantités d'acide sulfurique à partir d'opérations de raffinage de métaux. La limite entre pyrites et minerais non ferreux est mal définie. Dans certains pays, une société traitant un minerai contenant 1% de cuivre pourrait être considérée comme un fondeur de cuivre obtenant de l'acide sulfurique comme sous-produit, tandis que, dans un autre pays, elle pourrait être considérée comme un producteur d'acide sulfurique, obtenant du cuivre comme sous-produit.

Le procédé Outokumpu, mis au point en Finlande, consiste en un grillage éclair des pyrites dans un lit fluidisé, en atmosphère non oxydante. Environ la moitié du soufre contenu est récupérée sous forme de soufre élément, le reste est dans le résidu, de la pyrrhotite, un sulfure de fer. La pyrrhotite peut être grillée en atmosphère oxydante pour récupérer le reste du soufre sous forme de dioxyde.

3. Production d'acide sulfurique à partir de sulfate de calcium

Plusieurs usines ont fabriqué de l'acide sulfurique à partir du gypse et de l'anhydrite, le ciment Portland étant un sous-produit. La figure 5 donne un diagramme d'acheminement simplifié de ce procédé. On se sert d'un four rotatif semblable

Figure 5. Diagramme d'acheminement simplifié d'une installation produisant du ciment Portland à partir de gypse ou de phosphogypse



aux fours à ciment. Si la matière première est du gypse, il est d'abord déshydraté dans un four distinct; si c'est du phosphogypse, une partie du fluor se dégage et peut être récupérée ou éliminée; si c'est de l'anhydrite, ce stade est inutile.

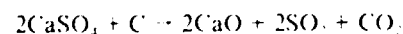
La charge du four rotatif est formée d'anhydrite (ou de gypse calciné), de coke, de silice et de schiste ou d'autres sources de fer et d'alumine. Les proportions doivent être calculées de façon à donner les proportions de CaO , SiO_2 , Al_2O_3 et Fe_2O_3 nécessaires pour un ciment de bonne qualité.

La charge est mélangée, moulue et granulée pour éviter les pertes sous forme de poussières. Le four peut être chauffé au charbon, au fuel ou au gaz. La température maximale est juste au-dessous du point de fusion, qui peut être de l'ordre de 1400 C. Le clinker est envoyé à un refroidisseur, puis finement moulu et mélangé avec environ 5% de gypse, pour retarder la prise.

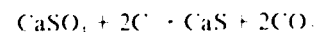
Le soufre se dégage de la charge sous forme de dioxyde; dans l'effluent gazeux du four, il est mélangé à de l'oxygène, de l'azote, du dioxyde de carbone, de la vapeur d'eau et une quantité appréciable de poussières. Ce gaz est épuré et refroidi dans un système de cyclones de précipitateurs électrostatiques à sec, de laveurs et de précipitateurs électrostatiques en milieu humide. Ensuite, on ajoute de l'air en vue de la trans-

formation ultérieure de SO_2 en SO_3 . A ce moment, la concentration de SO_2 est d'environ 5,5%. Le gaz est séché, réchauffé à la température de conversion et envoyé à une installation analogue à celle décrite plus haut pour les pyrites, mais, à cause de la plus faible teneur du gaz en SO_2 , tous les éléments d'équipement doivent être plus grands. L'acide sulfurique est produit à la concentration habituelle, 96 à 98%.

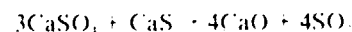
La réaction d'ensemble qui dégage le soufre du sulfate de calcium est :



On croit que cette réaction se fait en deux stades. D'abord, une partie du sulfate de calcium réagit avec le carbone du coke pour former du sulfure de calcium :



A des températures un peu plus élevées, le sulfure de calcium réagit avec le reste du sulfate :



A ces températures encore supérieures, le CaO réagit avec les autres éléments de la charge pour former les constituants du ciment Portland, qui sont surtout des silicates tricaalcique et dicaalcique, de l'aluminat tricaalcique et de la ferrite calcique.

Ashburner donne les paramètres approximatifs suivants pour le procédé; nous les reproduisons ci-dessous avec leurs équivalents dans le système métrique [21].

	Quantités nécessaires	
	Par tonne courte (907 kg) de H ₂ SO ₄	Par tonne métrique de H ₂ SO ₄
Anhydrite ou Gypse ^a	1,6 à 1,7 tonne courte 2,0 à 2,2 tonnes courtes	1,6 à 1,7 t 2,0 à 2,2 t
Schiste	0,29 tonne courte	0,29 t
Sable	0,06 tonne courte	0,06 t
Coke	0,10 tonne courte	0,10 t
Combustible pour l'anhydrite	6 millions de Btu	1,5 million de kcal
Combustible pour le gypse	10 millions de Btu	2,5 millions de kcal
Eau de refroidissement (circulante)	14 000 gallons	58 t
Electricité	228 kWh ^b	251 kWh
Main-d'œuvre	0,82 heure-homme	0,90 heure-homme
Coût en capital : 50 millions de dollars pour 1 000 t ^c		

^aNon compris le gypse pour addition au ciment

^bY compris 38 kWh pour la mouture du clinker

^cBase : implantation en Europe occidentale, 1976, coût aux limites des batteries [22].

Ce procédé fournit des quantités à peu près égales de ciment et d'acide sulfurique. Le plus grand four fonctionnant en 1968 à l'usine Marchon, à Whitehaven (Angleterre), avait une capacité annuelle de 100 000 tonnes courtes (91 000 tonnes) d'acide sulfurique et d'autant de ciment [21]. L'usine, utilisant l'anhydrite d'origine nationale, comptait cinq fours d'une capacité totale de 440 000 tonnes courtes (400 000 t) d'acide sulfurique et de ciment. Dans les années 60, une autre grande usine fonctionnait à Billingham (Angleterre) et une troisième à Wolfen (Allemagne); elles utilisaient l'anhydrite. Une quatrième usine, en Autriche, employait le gypse naturel ou, parfois, un mélange de ce gypse avec du phosphogypse. On a également signalé des usines en France et en Pologne [23].

A cette époque (1968), aucune usine connue n'utilisait exclusivement le phosphogypse pendant de longues périodes, bien que certaines l'aient fait pendant peu de temps. Depuis, la plupart des usines ont été fermées pour des raisons économiques, mais des usines employant du phosphogypse seraient en service en Autriche, en Afrique du Sud, en Allemagne de l'Est et en Pologne. Quelques détails sur leur fonctionnement viennent d'être publiés [22]. Les paramètres du procédé mis au point pas Chemie Linz (Autriche) sont analogues à ceux donnés ci-dessus.

A propos de l'utilisation du phosphogypse pour la fabrication conjointe de ciment et d'acide sulfurique, Ashburner a fait les remarques suivantes [21] :

1. Le sous-produit, le phosphogypse, contient d'ordinaire 15 à 25 % d'humidité libre, outre

environ 21 % d'eau combinée (par rapport au poids à sec). Le rapport en poids eau/sulfate de calcium est donc compris entre 0,38 et 0,58 en supposant qu'il n'y ait aucune impureté. Eliminer cette eau augmente notablement les besoins en combustible par rapport à l'emploi d'anhydrite qui est extraite à l'état sec.

2. La teneur en anhydride phosphorique du phosphogypse doit être très faible, parce que l'anhydride phosphorique a un effet défavorable sur la prise du ciment. La limite supérieure n'est pas connue avec précision, mais une organisation a fixé un maximum de 1 % dans le ciment [22]. Pour atteindre ce chiffre, le phosphogypse ne doit pas en contenir plus de 0,5 %. Ce niveau est difficile à obtenir dans les usines partant du dihydrate, mais on peut l'obtenir par recristallisation dans les procédés au dihydrate-hémihydrate ou à l'hémihydrate-dihydrate (chapitre > III). Un lavage poussé est nécessaire pour éliminer l'anhydride phosphorique soluble.
3. Le fluor est indésirable dans la charge du four à ciment parce qu'il abaisse le point de fusion et peut provoquer la formation d'anneaux. On a suggéré de fixer une limite de 0,15 % F dans le phosphogypse [22]. On peut éliminer la plus grande partie du fluor en séchant et grillant le phosphogypse, ce qui est de toute façon nécessaire pour enlever l'eau. D'autre part, les composés fluorés présents dans l'effluent gazeux du four doivent être entièrement éliminés avant entrée dans l'atelier d'acide sulfurique pour ne pas nuire à l'efficacité de l'oxyde de vanadium employé comme catalyseur.
4. Les autres impuretés courantes du phosphogypse, tels les composés du silicium et de l'aluminium, ne sont pas gênantes, mais il faut en tenir compte dans le calcul de la charge du four, qui doit être réglée avec une grande précision.

Le principal avantage de la fabrication conjointe d'acide sulfurique et de ciment à partir du phosphogypse est que ce dernier est disponible gratuitement dans toutes les usines d'acide phosphorique. Il faudrait cependant une source complémentaire de soufre pour compenser les pertes au cours du recyclage. D'autre part, utiliser le phosphogypse résoudrait un problème d'évacuation. Les pays en développement ont souvent besoin à la fois de ciment et d'engrais phosphatés. Dans les pays développés où la production de ciment est déjà suffisante, une offre supplémentaire pourrait bouleverser le marché. Dans les pays où l'acide sulfurique provenant d'autres sources est très cher, tandis que le combustible est bon marché, on pourrait envisager de recourir au

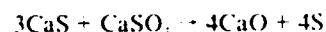
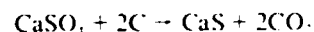
procédé. Dans certains cas spéciaux, le recours au phosphogypse pourrait avoir des avantages, difficiles à évaluer tels que :

1. Economie de devises étrangères.
2. Indépendance de sources étrangères.
3. Stimulation de l'emploi dans le pays.
4. Absence d'autre moyen acceptable, du point de vue écologique, pour l'évacuation du phosphogypse (certaines autres méthodes d'utilisation du phosphogypse seront examinées dans le chapitre XIII).

Les principaux inconvénients du procédé de fabrication conjointe d'acide sulfurique et de ciment sont le coût en capital élevé et la grande quantité d'énergie (combustible) nécessaire. Si on a besoin à la fois des deux produits, il faut procéder à une comparaison avec la fabrication séparée de l'un et de l'autre. Fabriquer du ciment à partir du phosphogypse exige environ 2,5 fois autant de combustible qu'à partir des matières premières ordinaires (calcaire, schiste, etc.). La fabrication d'acide sulfurique à partir du soufre produit une quantité importante d'énergie, le plus souvent sous forme de vapeur, mais il n'en est pas de même si l'on part du gypse. Aucune comparaison exacte des coûts en capital n'est disponible, mais il est évident que la combinaison serait plus coûteuse que des usines distinctes, puisque le four à

ciment et l'atelier d'acide sulfurique devraient être plus grands et plus complexes que si l'on fabriquait séparément le ciment à partir du calcaire et l'acide sulfurique à partir du soufre. Les estimations de l'investissement total pour le procédé combiné par rapport à la fabrication d'acide sulfurique à partir du soufre (sans tenir compte de l'investissement pour le ciment) donnent des rapports variant de 5/1 à 10/1 [21, 22-24]. Une étude de la TVA comparant, du point de vue économique, la fabrication d'acide sulfurique à partir du soufre, de pyrites et de gypse au Maroc, en Inde et en Uruguay, a conclu que le choix du phosphogypse ne serait rentable dans aucun de ces trois pays, dans la situation de 1971 [24].

Il est évident que le sulfate de calcium a peu de chances d'être une source économique d'acide sulfurique, sauf peut-être dans des circonstances inhabituelles. Cela pourrait changer dans l'avenir si le cours du soufre s'élevait sensiblement ou si de nouveaux progrès techniques conduisaient à un meilleur procédé. Une possibilité est la fabrication de soufre élément et de chaux par chauffage du sulfate de calcium avec un agent réducteur tel que le charbon, en atmosphère neutre. Cette réaction s'effectue en deux stades :



Ces réactions ont lieu à une température plus basse que celle nécessaire pour obtenir du ciment.

Références

1. Gray, A. N. 1930. "Phosphates et superphosphates" ISMA, Paris.
2. "World-Wide Study of the Fertilizer Industry 1975-2000", 1976. Projet de rapport établi par l'ONUDI et présenté lors d'une réunion qui a eu lieu du 16 au 18 novembre à Vienne (Autriche).
3. "Statistiques de phosphate brut, 1976". ISMA, Paris.
4. Lehr, J. R. and G. H. McClellan. 1972. "A Revised Laboratory Reactivity Scale for Evaluating Phosphate Rocks for Direct Application". TVA Bulletin Y-43, Tennessee Valley Authority, Muscle Shoals, Alabama.
5. "Phosphate Rock 1977." 1978. Mineral Industry Surveys, U.S. Department of Interior, Bureau of Mines, Washington, D.C.
6. Hopkins, C. G. 1913. "The Farm that Won't Wear Out", published by Author, Champaign, Illinois.
7. Chien, S. H. and L. L. Hammond. 1978. "A Comparison of Various Laboratory Methods for Predicting the Agronomic Potential of Phosphate Rock for Direct Application". *Soil Science Society of America Journal*, 42(6):935-939
8. Hammond, L. L. 1975. "Agronomic Measurements of Phosphate Rock Effectiveness". Paper presented at Israel Institute of Technology, Phosphate Rock Seminar, Haifa, Israel.
9. "Aluminum Phosphates at Thies in Senegal—Use of Phospal as a Straight Fertilizer." 1976. *Phosphorus and Potassium*, 26:17-19.
10. Hignett, T. P., M. R. Siegel, T. M. Kelso and R. S. Meline. 1957. "Utilization of High Alumina Phosphate Ore from the Florida Leached Zone Ore Deposits". TVA Chemical Engineering Bulletin No. 3, Tennessee Valley Authority, Muscle Shoals, Alabama.
11. British Sulphur Corporation. 1978. Statistical Supplement No. 18, London, England.

12. Bixby, D. W., D. L. Rucker and S. L. Tisdale. 1966. "Phosphatic Fertilizers—Properties and Processes", Technical Bulletin No. 8. The Sulphur Institute, Washington, D.C.
13. Duecker and West. 1959. "Manufacture of Sulfuric Acid". Rheinhold Publishing Company, New York, New York.
14. Marshall, V. C. 1961. "The Sulfuric Acid Industry and its Economic Aspects", *British Chemical Engineering*, 6(12):841—850.
15. Ketzien, G. T. 1974. "Modern Sulfuric Acid Practice", *Proceedings of the Fertiliser Society* (London), No. 140.
16. Sanders, U. 1977. "Waste Heat Recovery in Sulfuric Acid Plants", *Chemical Engineering Progress*, 73(3):61-64.
17. Hinckhoff, J. B. and L. J. Freedman. 1977. "Design Options for Sulfuric Acid Plants", *Chemical Engineering Progress*, 73(3):79-84.
18. Bauer, R. A. and B. P. Vidon. 1978. "The Uginé Kuhlmann Pressure Process", *Chemical Engineering Progress*, 74:68-69.
19. Cameron, G. M., P. D. Nolan and K. R. Shaw. 1978. "The CIL Process for Acid Manufacture", *Chemical Engineering Progress*, 74:45-50.
20. Lasaso, C. M. 1972. "Nouvelles techniques d'utilisation de minerais pyritiques espagnols comme matières premières", *Compte rendu de la Conférence technique de 1972 de l'ISMA à Séville*.
21. Ashburner, D. S. 1968. "Cement on Sulfuric Acid-Production by the Marchon Process", p. 72-77, *Proceedings of the 18th Annual Meeting of the Fertilizer Round Table*, Washington, D.C.
22. "Getting Rid of Phosphogypsum, Part II—Portland Cement and Sulfuric Acid." 1977. *Phosphorus and Potassium*, 89:36-44.
23. Hull, W. O., F. Schon and H. Zirngibl. 1957. "Sulfuric Acid from Anhydrite", *Industrial and Engineering Chemistry*, 49(8):1204-1214.
24. Patterson, G. G., and I. W. McCamy. 1971. "Economics of Sulfuric Acid Production", TVA Bulletin Y.28, Tennessee Valley Authority, Muscle Shoals, Alabama.

XIII. Acide phosphorique

A. Introduction

Au cours de ces dernières années, l'acide phosphorique a été la source d'environ 90 % de l'accroissement de production d'engrais phosphatés et l'on estime que cette tendance continuera dans l'avenir prévisible. D'après le Groupe de travail sur les engrais constitué par l'ONU, la FAO et la Banque Mondiale, l'offre d'acide phosphorique passera, de 1976 à 1981, de 15,9 à 21,9 millions de tonnes d'anhydride phosphorique, soit un accroissement de 38 % [1]. Pendant la même période, on a estimé que l'offre d'anhydride phosphorique pour engrais provenant de toutes les autres sources n'augmentera que peu, 13,0 millions de tonnes contre 12,6. En 1981, l'acide phosphorique constituerait donc 63 % du total de l'offre d'anhydride phosphorique pour engrais.

Bien qu'on ne prévoie, pour l'ensemble des autres engrais phosphatés, qu'une légère augmentation, un certain accroissement est prévu pour la production de nitrophosphate, qui sera compensée par des déclinés touchant le SSP et les scories de déphosphoration. L'étude ne donnait aucune prévision quant à l'utilisation future de phosphate naturel moulu pour application directe, puisqu'il n'est pas considéré comme un engrais manufacturé.

Il y a deux catégories de procédés pour la fabrication de l'acide phosphorique, les procédés au four et les procédés par voie humide. Les premiers comprennent le procédé au four électrique et le procédé au haut fourneau, mais ce dernier n'est plus employé dans l'industrie depuis 1938, tandis que le procédé au four électrique est très utilisé pour fabriquer du phosphore élément, dont la plus grande partie est transformée en acide phosphorique pour des usages autres que la fabrication d'engrais. Comme il est peu probable que les procédés au four électrique puissent être concurrentiels pour la production d'acide phosphorique destiné aux engrais, sauf peut-être dans des circonstances inhabituelles, ces procédés ne seront décrits que brièvement.

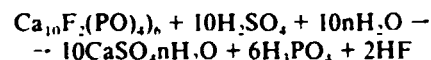
Les procédés par voie humide peuvent être classés suivant l'acide utilisé pour décomposer le phosphate naturel; dans l'industrie, on emploie les acides sulfurique, nitrique et chlorhydrique. Les procédés à l'acide nitrique seront exposés à propos des nitrophosphates (chapitre XV). Ceux à l'acide chlorhydrique ne sont pas concurrentiels

pour la fabrication d'engrais, sauf dans des conditions inhabituelles; ils seront décrits brièvement dans ce chapitre. Les procédés à l'acide sulfurique sont de beaucoup le moyen le plus courant de production d'acide phosphorique pour l'utilisation comme engrais (et quelquefois pour d'autres usages) et seront donc décrits de façon plus détaillée. Cependant, le cadre de ce manuel exclut un exposé très détaillé, même des procédés les plus importants. Pour plus de renseignements, le lecteur pourrait consulter *Phosphoric Acid*, publié sous la direction d'A. V. Slack [2], et les autres références énumérées à la fin de ce chapitre.

B. Production d'acide phosphorique par les procédés par voie humide utilisant l'acide sulfurique

1. Chimie du procédé

La principale réaction peut être représentée par l'équation suivante, le phosphate naturel étant supposé être de la fluorapatite pure :



où $n = 0, 1/2$ ou 2 , suivant que le sulfate de calcium cristallise sous une forme plus ou moins hydratée.

Cette réaction est le résultat net de deux stades. Au cours du premier, l'acide phosphorique réagit sur l'apatite pour former du phosphate monocalcique qui, au cours du second stade, réagit avec l'acide sulfurique pour donner de l'acide phosphorique et du sulfate de calcium. Ces deux stades n'exigent pas nécessairement deux réacteurs; ils se produisent en général simultanément dans un réacteur unique.

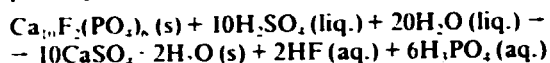
Comme il a été dit dans le chapitre XII, le phosphate naturel contient de nombreuses impuretés, tant dans l'apatite elle-même que dans les minéraux accessoires; elles participent à de nombreuses réactions secondaires. Le rapport $\text{CaO}/\text{P}_2\text{O}_5$ du phosphate est le plus souvent supérieur à celui de la fluorapatite pure; on consomme donc plus d'acide sulfurique et l'on forme plus de sulfate de calcium. L'HF produit par la réaction réagit avec la silice et d'autres impuretés (Na, K, Mg et Al) pour former des fluosilicates et d'autres composés plus complexes.

Une quantité variable de fluor se volatilise sous forme de SiF_4 et/ou de HF. La quantité volatilisée et sa forme chimique dépendent de la composition du phosphate naturel et des conditions du procédé.

Les réactions secondaires forment de nombreuses impuretés, dont certaines sont très complexes. Pour un exposé complet de leur nature, voir *Phosphoric Acid*, par A. V. Slack [2].

2. Chaleur dégagée par la réaction

La réaction qui produit l'acide phosphorique à partir de la fluorapatite et de l'acide sulfurique par le procédé au dihydrate peut être représentée par l'équation suivante :



On peut calculer la chaleur de réaction à partir des chaleurs de formation ci-dessous des réactifs et des produits.

Composé	Chaleur de formation à 25 °C (en kcal/g-mole)	Référence
$\text{Ca}_{10}\text{F}_2(\text{PO}_3)_6$ (solide cristallisé)	3 267,2	Farr et Elmore [3]
H_2SO_4 (liquide)	193,91	National Bureau of Standards [4]
H_2O (liquide)	68,317	National Bureau of Standards [4]
$\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ (solide cristallisé)	483,06	National Bureau of Standards [4]
H_3PO_4 (aqueux, 30 % P_2O_5)	308,25	Egan et Luff [5]
HF (aqueux)	75,56	National Bureau of Standards [4]

La chaleur de réaction ainsi calculée est de 256,94 kcal/g-mole d'apatite, soit 255 kcal/kg d'apatite, ou environ 600 kcal/kg de P_2O_5 . La quantité de chaleur nécessaire pour faire passer de 25 à 82 °C la température du gypse ($C_p = 0,272$) et de l'acide phosphorique (30 % P_2O_5 ; $C_p = 0,703$) est de 197 kcal/kg de P_2O_5 [6, 7]. Il reste donc à dissiper environ 403 kcal/kg de P_2O_5 , et la plupart des procédés fournissent un moyen pour cela. En pratique, une partie de la chaleur est perdue par convection et par conduction. D'autre part, on peut introduire une certaine quantité de chaleur en lavant à l'eau chaude ou, si l'eau de lavage n'est pas chauffée, on peut transférer une partie de la chaleur contenue dans le gypse vers l'acide dilué et recyclé. En outre, les impuretés du phosphate naturel réagiront avec des quantités supplémentaires d'acide sulfurique et fourniront une nouvelle quantité de chaleur. La plupart des phosphates naturels contiennent 10 à 20 % de calcium de plus que la quantité nécessaire pour former de la fluorapatite pure avec le phosphore y contenu; cela peut être dû au remplacement du phosphate par le carbonate dans l'apatite et/ou à

la présence de caicite. La réaction de cette quantité de calcium avec l'acide sulfurique pour former du gypse augmenterait la chaleur nette de réaction par kg de P_2O_5 d'environ 11 à 16 %.

L'acide fluorhydrique figure dans le second membre de la première équation ci-dessus. Il réagit avec la silice, présente comme impureté, pour donner de l'acide fluosilicique qui, à son tour, forme des fluosilicates et d'autres composés avec les impuretés du phosphate naturel. L'influence thermique de ces réactions est négligeable.

La chaleur nette de réaction dépend de façon appréciable de la concentration de l'acide sulfurique utilisé comme le montre le tableau ci-dessous :

Concentration de l'acide sulfurique (en pourcentage de H_2SO_4)	Chaleur nette de réaction (en kcal/g-mole d'apatite)	Chaleur excédentaire à dissiper (en kcal/kg de P_2O_5)
100	256,94	403
98	247,54	385
93	224,54	329
90	211,54	299
85	191,94	253
80	174,24	211
75	160,74	180

Si les conditions sont telles que le sulfate de calcium cristallise sous forme d'anhydrite ou d'hémihydrate au lieu de gypse, la chaleur à dissiper est inférieure d'environ 100 kcal/kg de P_2O_5 aux chiffres ci-dessus.

3. Types de procédés

On peut classer les procédés commerciaux par voie humide suivant la forme cristalline du sulfate de calcium formé :

Anhydrite : CaSO_4

Hémihydrate : $\text{CaSO}_4 \cdot \frac{1}{2}\text{H}_2\text{O}$

Dihydrate : $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$

La nature de l'hydrate dépend surtout de la température et de la concentration de l'acide. Le procédé à l'anhydrite n'est pas actuellement utilisé dans l'industrie, la principale raison étant que la température nécessaire est si élevée qu'elle pose de graves problèmes de corrosion. Les procédés actuellement utilisés de façon commerciale sont les suivants :

Forme(s) cristalline(s)	Nombre de stades de séparation ^a	Concentration normale de l'acide produit (en pourcentage de P_2O_5)	Température normale (en °C)	
			Reacteur	Recristalliseur
Dihydrate	1	26-32	70-85	—
Hémihydrate	1	40-50	85-100	—
Hémihydrate-dihydrate	1	26-30	90-100	50-60
Hémihydrate-dihydrate	2	40-50	90-100	50-65
Dihydrate-hémihydrate	2	35-38	65-70	90-100

^aStades de filtration ou de centrifugation

Les procédés au dihydrate à stade unique sont aujourd'hui de beaucoup les plus employés; ils seront donc décrits plus en détail. Cependant, on s'intéresse maintenant davantage aux procédés à deux stades avec cristallisation de l'hémihydrate puis recristallisation du dihydrate (ou *vice versa*), avec ou sans séparation intermédiaire par filtration ou centrifugation. Ces procédés seront décrits brièvement.

La raison de la popularité dans le monde entier des procédés au dihydrate à un seul stade est qu'ils sont relativement simples et peuvent s'adapter à des phosphates naturels de nature et de teneur très variées. Pour certains procédés récents, l'expérience n'a porté que sur du phosphate d'un petit nombre de sources et la souplesse d'utilisation de ces procédés n'a pas été démontrée.

Les procédés à l'hémihydrate ont l'avantage de fournir l'acide phosphorique à concentration relativement élevée; si elle est suffisante pour l'emploi désiré, on peut supprimer le stade de concentration, ce qui réduit le coût en capital et les coûts d'exploitation. Comme les usines fabriquant de l'acide phosphorique sont souvent adjacentes à une usine d'acide sulfurique qui fournit de la vapeur excédentaire pour la concentration de l'acide phosphorique, supprimer la concentration peut être avantageux ou non suivant qu'il est ou non possible d'utiliser la vapeur de façon rentable à d'autres fins. Les procédés à l'hémihydrate ont aussi l'avantage de fournir un acide exempt de boue et contenant en moindres quantités les impuretés (en particulier l'aluminium) provenant du phosphate naturel. Leurs principaux inconvénients est la température de réaction plus élevée, qui augmente la corrosion, et le fait que certains de ces procédés sont plus complexes.

Les procédés à l'hémihydrate-dihydrate sans filtration intermédiaire sont très employés au Japon. Le procédé Nissan H est typique. L'un des avantages est que le gypse obtenu comme sous-produit est assez pur pour être utilisé dans l'industrie sans traitement poussé, chose importante au Japon où tout le gypse naturel est importé et coûteux. Le procédé assure aussi un taux de récupération très élevé du P_2O_5 du phosphate naturel, car les pertes dans le gypse sont très faibles; l'intérêt de cet accroissement de 2 à 3 % dépend du coût du phosphate naturel. Les inconvénients du procédé sont un coût plus élevé et une grande complexité. De plus, certains phosphates naturels contiennent des impuretés qui stabilisent l'hémihydrate, empêchant ainsi une recristallisation sous forme de gypse à un taux acceptable.

Les procédés à l'hémihydrate-dihydrate avec deux stades de filtration ont les mêmes avantages que le procédé japonais ci-dessus à un seul stade et, de plus, ils fournissent l'acide phosphorique à

une concentration relativement élevée. Le procédé Fisons HDH et le nouveau procédé Nissan C sont utilisés dans l'industrie. Le stade de filtration supplémentaire rend l'installation plus coûteuse et plus complexe, mais on peut compenser cet inconvénient en réduisant ou en supprimant le stade de concentration.

Le procédé au dihydrate-hémihydrate a à peu près les mêmes avantages et inconvénients que le procédé à l'hémihydrate-dihydrate, sauf le fait que l'hémihydrate obtenu comme sous-produit peut, dans certains cas, être plus utile que le gypse. Le seul dont on sache qu'il est utilisé dans l'industrie (en Belgique) est le procédé Central Prayon. En revanche, la concentration de l'acide produit est un peu plus faible.

Dans la description générale suivante, stade par stade, de la fabrication d'acide phosphorique, on supposera, sauf indication contraire, qu'il s'agit d'un procédé classique au dihydrate. L'exposé sera divisé comme suit :

1. Choix du phosphate naturel;
2. Choix de la source d'acide sulfurique¹;
3. Réception et stockage des matières premières;
4. Préparation du phosphate naturel, en particulier mouture;
5. Réaction de l'acide sulfurique par le phosphate naturel;
6. Filtration pour séparer l'acide phosphorique du gypse²;
7. Concentration et clarification de l'acide phosphorique.

4. Description du procédé

Choix du phosphate naturel

De nombreuses usines d'acide phosphorique sont construites dans des pays où il faut importer le phosphate naturel et souvent conçues pour traiter tel ou tel phosphate naturel courant. Toutefois, il est souvent prudent de donner à l'installation une souplesse suffisante pour pouvoir utiliser des phosphates de différentes sources, ce qui permettra de profiter de situations de concurrence et d'éviter l'arrêt de la fourniture quand la source prévue est inadéquate ou quand l'approvisionnement est arrêté par suite d'hostilités, de désastres naturels ou d'autres circonstances. Beaucoup d'usines jugent avantageux d'utiliser un mélange de phosphates de différentes sources. Les frais supplémentaires nécessaires pour rendre

¹ La production d'acide sulfurique a été exposée dans le chapitre XII.

² L'évacuation du gypse et du fluor obtenus comme sous-produits sera traitée dans le chapitre XXIII (Lutte contre la pollution).

l'usine plus souple peuvent permettre des économies bien plus importantes grâce à la liberté de choix sur le marché mondial. Voici quelques exemples de moyens possibles :

1. Capacité de mouture supplémentaire pour des phosphates plus durs.
2. Capacité de filtration supplémentaire pour le cas de phosphates à filtration plus lente.
3. Systèmes de manutention de bouillie permettant d'éliminer des impuretés du phosphate insolubles dans l'acide.
4. Equipement résistant mieux à la corrosion pour les phosphates contenant des impuretés corrosives.

Si l'usine est construite à côté ou à proximité de la mine, il est quand même possible que la composition du phosphate varie. En outre, il faut envisager d'autres points concernant le compromis économique optimal entre le coût d'un enrichissement plus poussé, d'une part, et celui de l'emploi d'un phosphate de moindre teneur, d'autre part.

Le choix d'une source de phosphate naturel est quelquefois considéré, de façon simpliste, comme le problème d'obtenir, le moins cher possible, une quantité donnée d'anhydride phosphorique dans le phosphate livré à l'usine. Or, le phosphate naturel est une matière première très complexe qui influence le fonctionnement de l'usine de nombreuses façons, dont certaines peuvent être imprévisibles. Il faut donc évaluer de façon approfondie tous les paramètres de la qualité avant de choisir un phosphate naturel ou de remplacer une source par une autre.

Une analyse chimique et minéralogique complète du phosphate aide à évaluer son utilité pour fabriquer de l'acide phosphorique, mais cette information ne suffit pas à elle seule; il est nécessaire de procéder à des essais dans l'usine ou dans une usine pilote pour arriver à une évaluation fiable, à moins qu'il s'agisse d'un phosphate déjà très utilisé dans d'autres usines analogues et ayant donné des résultats connus.

Les paramètres suivants de la qualité peuvent fournir des directives générales pour le choix. L'effet économique d'un grand nombre d'entre eux peut être évalué quantitativement, ce qui permet de comparer la valeur de différentes sources de phosphate naturel.

En partant d'une qualité courante de phosphate, les paramètres de qualité les plus importants pour la fabrication d'acide phosphorique par voie humide et leurs effets sont :

1. Une moindre teneur en anhydride phosphorique implique qu'il faut acheter, transporter, manipuler et (en général) mouliner un tonnage plus important.

2. Une augmentation du rapport en poids $\text{CaO}/\text{P}_2\text{O}_5$, accroît la quantité d'acide sulfurique nécessaire (dans le calcul de ce rapport, on doit exclure tout le CaO qui serait présent à l'état de CaSO_4).
3. L'oxyde de magnésium forme dans le réacteur des précipités avec le fluor, qui peuvent colmater les filtres; une teneur élevée en MgO est donc considérée comme indésirable. Lorsqu'on se sert de l'acide phosphorique pour fabriquer des phosphates ou des polyphosphates d'ammonium, il peut se former des phosphates de magnésium-ammonium insolubles dans l'eau mais solubles dans le citrate, qui constituent des impuretés gênantes dans les engrais liquides.
4. Si la teneur en $\text{Fe}_2\text{O}_3 + \text{Al}_2\text{O}_3$ dépasse 2 à 3 %, cela réduit la capacité de l'usine, souvent aussi le taux de récupération de l'anhydride phosphorique, et cause des problèmes de postprécipitation (boue); on peut toutefois tolérer une teneur plus élevée, ne dépassant pas 5 % environ.
5. Il est désirable d'avoir assez de silice réactive pour former SiF_4 et/ou des fluosilicates, de façon à éviter la présence de HF libre, qui est corrosif. Un excès de silice ou d'autres impuretés insolubles dans l'acide peut provoquer l'érosion des éléments d'équipement et peut-être des accumulations dans les récipients de digestion; cela dépend de la conception de l'usine ainsi que de la granulométrie et de la nature des impuretés. De plus, un pourcentage élevé de silice dans le phosphate utilisé obligerait à augmenter la superficie des filtres.
6. Une teneur en chlore supérieure à environ 0,01 % augmente la corrosion de l'acier inoxydable. Des alliages plus coûteux peuvent supporter une teneur de 0,10 % et peut-être plus.
7. La présence d'une grande quantité de matières organiques peut rendre plus difficiles les problèmes posés par la formation de mousse (qui est alors plus stable), augmenter la viscosité et gêner la filtration. L'effet ne dépend pas seulement de la quantité de matières organiques, mais aussi de leur nature. Certains phosphates ne sont utilisables qu'après un grillage éliminant les matières organiques.
8. Le dioxyde de carbone facilite la formation de mousse et augmente la consommation des réactifs servant à l'éviter.
9. Tous les phosphates naturels du commerce contiennent du fluor; on n'a constaté aucune influence des variations de la teneur en fluor.

L'influence du fluor sur l'entartrage, la corrosion et la postprécipitation dépend des autres éléments qui se combinent avec le fluor, en particulier Na, K, Al, Mg et Si.

10. L'acidification de certains phosphates contenant des sulfites dégage de l'hydrogène sulfuré, qui est toxique. En outre, les sulfures tendent à augmenter la corrosion.
11. De nombreuses autres impuretés, moins communes, peuvent être présentes en quantité suffisante pour qu'il faille en tenir compte (TiO₂, SrO, BaO, Cd, etc.).
12. La dureté joue un rôle, car les phosphates durs exigent une plus grande capacité de mouture.
13. La granulométrie du phosphate reçu influence le volume de broyage et de mouture nécessaire. Si les particules sont très fines, cela peut provoquer des pertes, sous forme de poussière, au cours de la manutention.
14. Une faible réactivité du phosphate peut exiger une mouture plus poussée.
15. La filtrabilité de la bouillie acide de phosphate est l'une des principales caractéristiques d'un phosphate destiné à la fabrication d'acide phosphorique; elle dépend de facteurs complexes et les mécanismes en jeu ne sont pas complètement connus. Cependant, si une usine doit être conçue pour utiliser un certain phosphate, on peut d'ordinaire obtenir empiriquement une vitesse de filtration acceptable en modifiant les conditions de fonctionnement, en ajoutant des modificateurs de cristaux ou en prétraitant le phosphate.

Le tableau 1 donne les valeurs extrêmes et les valeurs médianes pour 15 phosphates naturels du commerce. Bien que ce groupe soit représentatif, des compositions extérieures aux valeurs extrêmes indiquées ont aussi été utilisées.

TABLEAU 1. COMPOSITION HABITUELLE DE PHOSPHATES NATURELS DU COMMERCE

Constituant	Pourcentage en poids	
	Valeur extrême	Médian
P ₂ O ₅	29-38	33
CaO	46-54	51
SiO ₂	0,2-8,7	2
Al ₂ O ₃ + Fe ₂ O ₃	0,4-3,4	1,4
MgO	0,1-0,8	0,2
Na ₂ O	0,1-0,8	0,5
CO ₂	0,2-7,5	4,5
F	2,2-4,0	3,7
Cl	0,0-0,5	0,02
SO ₃	0,0-2,9	1,0
Rapport en poids CaO/P ₂ O ₅	1,35-1,70	1,5

Si l'on admet un taux global de récupération du P₂O₅ de 94 %, le nombre de tonnes de phosphate naturel nécessaire par tonne de P₂O₅ récupéré sous forme d'acide phosphorique est :

	Teneur du phosphate (pourcentage de P ₂ O ₅)	Nombre de tonnes nécessaires par tonne de P ₂ O ₅
Faible	29	3,67
Moyenne	33	3,22
Elevée	38	2,80

Calcul de la quantité d'acide sulfurique nécessaire

Le meilleur moyen de déterminer cette quantité est l'expérience, mais il est quelquefois nécessaire de la calculer à partir des résultats de l'analyse chimique. En première approximation, on peut la considérer comme égale à la quantité nécessaire pour se combiner avec le calcium du phosphate pour former du sulfate de calcium. Ce chiffre est souvent assez exact pour la planification. Il doit être corrigé pour tenir compte du taux de récupération prévu, qui dépasse rarement 94 %, si l'on tient compte des pertes mécaniques et des pertes sous forme de boue.

Si l'on dispose d'une analyse complète du phosphate naturel, on peut faire un calcul plus exact. Cette méthode est exposée ci-dessous; le tableau 2 donne un exemple d'application.

1. Si l'on admet un taux de récupération globale du P₂O₅ de 94 %, il faut 1 064 kg de P₂O₅ dans le phosphate utilisé pour récupérer une tonne.
2. Si le phosphate contient 33 % de P₂O₅, il faut donc 3 224 kg de phosphate.
3. On calcule la teneur du phosphate en CaO. Si le phosphate contient un autre cation formant un sulfate insoluble, du baryum par exemple, il faut ajouter son équivalent en CaO.
4. On doit tenir compte de l'équivalent en CaO de la teneur en SO₃ (non du soufre total).
5. Le gâteau de filtre contient normalement environ 3,3 % du P₂O₅ du phosphate naturel, sous des formes insolubles, dont 1 % peut être formé de phosphate naturel n'ayant pas réagi et 2,3 % de CaHPO₄ en cristaux mixtes avec le gypse. Le rapport total, en poids, du CaO combiné avec le P₂O₅ est à peu près égal à l'unité.
6. On admet empiriquement que 15 % du fluor se combinent avec le CaO pour former du fluorure de calcium. Les réactions réelles sont beaucoup plus complexes; on peut par exemple trouver dans un gâteau de filtre le composé insoluble Ca₂SO₄SiF₆·AlF₃(OH)·12H₂O.

7. On ajoute les chiffres trouvés en 4, 5 et 6 ci-dessus.
8. On déduit du chiffre obtenu en 3 le total calculé en 7, ce qui donne la quantité nette de CaO réagissant avec l'acide sulfurique.
9. On calcule la quantité d'acide sulfurique équivalant au CaO.
10. On calcule l'excès d'acide sulfurique en supposant que l'acide à 30% de P₂O₅ contient 1,5% d'acide sulfurique libre.
11. La quantité totale d'acide sulfurique nécessaire est la somme des chiffres trouvés en 9 et 10.
12. Le tableau 2 donne un calcul simplifié fondé sur l'acide sulfurique équivalant au CaO total.

On trouvera ci-dessous les quantités d'acide sulfurique nécessaires, d'après le tableau 2, pour un phosphate dont les teneurs en ses divers composants seraient égales aux valeurs médianes (2,78 tonnes d'acide sulfurique par tonne d'anhydride phosphorique); les quantités nécessaires pour d'autres rapports Ca/P₂O₅ sont estimées proportionnellement aux valeurs de ce rapport.

	Haute	Médiane	Basse
Teneur du P ₂ O ₅ du phosphate en pourcentage	38	33	29
Quantité de phosphate nécessaire, en tonnes par tonne de P ₂ O ₅	2,80	3,22	3,67
Rapport CaO/P ₂ O ₅ du phosphate	1,70	1,50	1,35
Quantité d'acide sulfurique nécessaire, en tonnes par tonne de P ₂ O ₅	3,15	2,78	2,50

Source d'acide sulfurique

Bien que la fabrication de l'acide sulfurique ait été traitée dans le chapitre XII, certaines caractéristiques de la source d'acide influencent les projets de fabrication de l'acide phosphorique. La plupart des usines, mais non toutes, disposent sur place d'un atelier de fabrication d'acide sulfurique à partir du soufre ou de pyrites. Dans ce cas, on récupère de la chaleur dans l'atelier de fabrication d'acide, sous forme de vapeur, utilisable notamment pour concentrer l'acide phosphorique.

On a récemment employé pour la production d'acide sulfurique des procédés à double absorption afin de réduire l'émission de SO₂, ce qui augmente appréciablement le coût et diminue la quantité de vapeur excédentaire. On peut aussi récupérer, par lavage à l'ammoniaque, de SO₂ contenu dans l'effluent gazeux d'une usine à

TABLEAU 2. CALCUL DE L'ACIDE SULFURIQUE NECESSAIRE PAR TONNE DE P₂O₅ RECUPERE A L'ETAT D'ACIDE PHOSPHORIQUE, A PARTIR DES VALEURS MEDIANES DE LA COMPOSITION DU PHOSPHATE NATUREL (TABLEAU 1)

	kg/tonne de P ₂ O ₅ récupéré
1. P ₂ O ₅ nécessaire dans le phosphate utilisé, pour une récupération à 94%.	$\frac{1\ 000}{0,94}$ 1 064
2. kg de phosphate nécessaires par tonne de P ₂ O ₅ récupéré.	$\frac{1\ 064}{0,33}$ 3 224
3. CaO dans le phosphate, 3 224 × 0,51	1 644
4. CaO équivalent au SO ₂ , 3 224 × 0,01 × $\frac{56}{80}$	22,6
5. CaO combiné avec le P ₂ O ₅ dans le gâteau de filtre, 0,033 × 1 064	35,1
6. CaO combiné avec le fluor, 0,15 × 0,037 × 3 224 × $\frac{56}{19 \times 2}$	26,4
7. Total du CaO non combiné avec le sulfate	84,1
8. CaO net pour réaction avec l'acide sulfurique, 1 644 - 84,1	1 559,9
9. Acide sulfurique nécessaire pour le CaSO ₄ , 1 559 × $\frac{98}{56}$	2 729,8
10. Excès d'acide sulfurique, $\frac{1,5}{30} \times 1\ 000$	50,0
11. Total de l'acide sulfurique nécessaire	2 779,8
Calcul abrégé	
12. Acide sulfurique nécessaire d'après le CaO seulement, 1 644 × $\frac{98}{56}$	2 877

absorption unique, puis acidifier par de l'acide sulfurique, phosphorique ou nitrique; on obtient ainsi un flux de SO_2 concentré qu'on renvoie à l'atelier de production d'acide et une solution de sulfate, de phosphate ou de nitrate d'ammonium utilisable pour fabriquer de l'engrais (voir chapitre XII).

Enfin, l'acide sulfurique obtenu comme sous-produit du grillage de pyrites, du raffinage de métaux ou d'une autre source peut contenir des impuretés susceptibles d'être nuisibles ou non à la production d'acide phosphorique. Dans au moins un cas, le zinc contenu dans l'acide provenant d'une raffinerie s'est révélé utile, car l'engrais obtenu à partir de l'acide phosphorique contenait assez de zinc, provenant surtout de l'acide, pour améliorer les rendements de sols déficients en ce métal.

Réception et stockage des matières premières

Une usine moderne d'acide phosphorique doit disposer d'un système efficace de manutention en vrac et de stockage du phosphate naturel et des autres matières premières (ces dernières seront étudiées ailleurs). Les critères à satisfaire sont les suivants :

1. Déchargement rapide des navires ou autres véhicules.
2. Perte de phosphate négligeable.
3. Stockage facile avec possibilité de séparer ou de mélanger à volonté les lots reçus.
4. Sortie efficace du stockage.
5. Protection contre le vent, la pluie, la neige et le gel.
6. Protection contre la contamination par d'autres matières premières, la poussière et la terre transportées par le vent, etc.
7. Possibilité d'expansion si les besoins futurs le justifient.

Quand le phosphate naturel est reçu à l'état sec, il est d'ordinaire désirable de le protéger de la pluie en le stockant en un lieu couvert, surtout s'il doit être moulu à sec; on évite ainsi le coût d'un nouveau séchage. Dans le cas de stockage en plein air, le vent ou de fortes pluies peuvent provoquer des pertes atteignant plusieurs pour cent; si le phosphate contient beaucoup de fines, il n'en est pas de même pour un phosphate relativement grossier, en particulier si la mouture doit se faire par voie humide. La capacité de stockage doit être d'au moins une fois et demie le lot le plus important à recevoir, pour tenir compte des retards possibles; une capacité encore plus grande peut être avantageuse si l'on désire mélanger des lots.

Broyage et préparation du phosphate

Les possibilités semblent être mouture à sec, mouture par voie humide ou pas de mouture. On affirme que certains procédés permettent d'utiliser le phosphate naturel non broyé si sa granulométrie est inférieure à 0,417 ou, dans certains cas, 0,833 mm. Somerville suggère que ce phosphate convient pour des procédés à digestion en réservoir unique quand la régulation du sulfate est bonne, mais qu'un broyage plus poussé est nécessaire pour les digesteurs à compartiments multiples et quand la régulation du sulfate est médiocre [8]. D'après Houghtaling, les anciennes usines du type Prayon (à digesteurs à compartiments multiples) exigeaient 60 % de passage au tamis à mailles de 0,074 mm; pour les usines plus récentes du même type, on spécifie seulement 25 % à 0,074 mm, 60 % à 0,150 mm et 100 % à 0,495 mm [9].

Dans la plupart des usines anciennes et dans certaines usines récentes, la mouture se fait à sec. On emploie souvent des broyeurs à boulets ou à pistes et galets, avec classement par l'air. L'énergie nécessaire dépend, bien entendu, de la granulométrie initiale du phosphate, de sa dureté et de la granulométrie désirée. On a suggéré, pour mouler du phosphate de Floride jusqu'à passage de 55 % au tamis à mailles de 0,074 mm, le chiffre de 15 à 20 kWh par tonne de phosphate, y compris le classement par l'air et le transport pneumatique à l'installation de stockage. Dans le cas de phosphates plus tendres l'énergie nécessaire pourrait être inférieure du tiers ou de la moitié.

Dans les nouvelles usines implantées près de la mine, il y a une tendance générale à adopter la mouture par voie humide, dans un broyeur à boulets; on obtient une bouillie contenant 62 à 70 % de matière solide, qu'on envoie au digesteur par l'intermédiaire d'un réservoir régulateur. Les avantages de ce procédé sont : une réduction de 30 à 40 % de l'énergie nécessaire, l'élimination de la poussière (source de pertes et de pollution de l'atmosphère) ainsi que de la nécessité de sécher le phosphate. Les principaux inconvénients sont une usure un peu plus rapide des boulets et du revêtement du broyeur et une réduction de la quantité d'eau recyclée utilisable en un autre point de l'usine. Il faut aussi maintenir, pendant la mouture, une régulation raisonnablement précise du rapport eau/matières solides.

D'après Shearon, la puissance nécessaire pour la mouture par voie humide de 180 tonnes courtes (163 tm) à l'heure de phosphate de Floride jusqu'à une granulométrie de 0,417 mm est de 2 500 ch dans le cas du circuit fermé, de 3 800 à 4 000 ch dans le cas du circuit ouvert [10], les consommations correspondantes étant 11,4 et environ 18 kWh/tm.

¹On trouvera au chapitre XXII un tableau comparatif des tamis Tyler et des autres systèmes.

Il existe un certain désaccord quant à la nécessité d'une mouture poussée des roches très peu réactives, telles que l'apatite d'origine ignée. Lutz et Pratt [11] suggèrent qu'il faudrait attendre 80 % de passage au tamis à mailles de 0,074 mm, tandis que Somerville estime que la réactivité de la roche n'a pas grande importance; d'après lui, l'apatite de Meramec (Missouri) (0,104 mm) donne des résultats satisfaisants. Cette divergence d'opinions est probablement liée à la nature du digesteur employé [8].

On considère d'ordinaire le grillage du phosphate naturel comme faisant partie de l'enrichissement, mais certains producteurs d'acide phosphorique y ont recours pour éliminer les matières organiques et/ou réduire la teneur en carbonate. L'un des buts du grillage est d'améliorer la couleur de certains produits : engrais liquides ou produits autres que les engrais comme le tripolyphosphate de sodium. Cependant, d'après Stern, une usine d'acide phosphorique a pu augmenter sa production de 30 à 40 % en adoptant le grillage [12]. Un autre avantage est l'économie de réactif destiné à freiner la production de mousse.

Système de réaction

Les systèmes en usage dans le monde sont si variés que nous ne chercherons pas à les énumérer. Le but est de faire réagir l'acide sulfurique sur le phosphate naturel de façon à récupérer un pourcentage maximal de l'anhydride phosphorique présent, sous forme d'acide phosphorique, de la façon la plus simple et la moins coûteuse. Comme la filtration est le stade le plus critique et le plus onéreux du procédé, un objectif essentiel du stade de la réaction est d'obtenir des cristaux de gypse d'une taille et d'une forme telles que la filtration et le lavage puissent se faire rapidement et efficacement.

Un maximum de récupération implique un minimum de pertes. On reconnaît trois types de pertes de P_2O_5 : 1) phosphate naturel n'ayant pas réagi, 2) P_2O_5 formant des cristaux mixtes avec le gypse par remplacement isomorphe de SO_4^{2-} par HPO_4^{2-} , 3) perte d'acide phosphorique dans le gypse à cause d'un lavage incomplet. Il faudrait peut-être citer une quatrième source, les pertes mécaniques dues à diverses causes : débordements; fuites; lavage des filtres, des conduites et des éléments d'équipement pour les détartre; pertes sous forme de boue.

Bien que les buts du stade de la réaction soient clairs, les moyens de les obtenir peuvent sembler compliqués. Pour le profane, il pourrait sembler que le meilleur moyen de réaliser une réaction chimique serait de mélanger directement les deux réactifs, mais, en pratique, les systèmes de réaction sont conçus de façon à éviter ce contact direct. L'une des raisons en est d'assurer

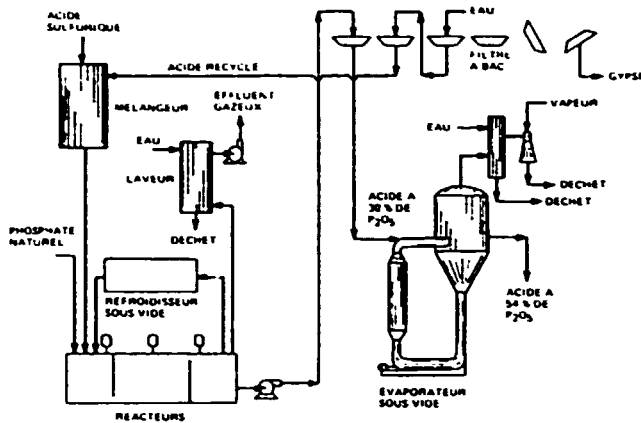
une croissance lente des cristaux de gypse, de façon qu'ils atteignent une taille assez grande, au lieu de former de nombreux petits cristaux. D'autre part, une concentration élevée en acide sulfurique libre provoquerait le dépôt sur le phosphate du sulfate de calcium produit par la réaction, ce qui arrêterait celle-ci. S'il se produit un cas sérieux de blocage de la réaction, il peut falloir plusieurs heures, ou même plusieurs jours, pour y remédier. En outre, une concentration élevée d'ions de calcium dans la boue augmenterait la proportion de cristaux mixtes de phosphate et de gypse. La conception et le fonctionnement des systèmes de réaction ont donc pour but de maintenir la composition uniforme de la boue, en évitant des poches de concentration élevée de sulfate ou de calcium. La phase liquide est en général formée d'acide phosphorique, à 30 % environ, avec à peu près 1,5 % d'acide sulfurique libre; la concentration optimale de ce dernier dépend de la composition du phosphate. La phase solide est surtout du gypse. La proportion de matières solides dans la bouillie est d'environ 35 à 45 %. Les particules de phosphate naturel introduites dans cette boue se dissolvent rapidement dans l'acide phosphorique de la phase liquide, d'où sursaturation en sulfate de calcium et accroissement de la taille des cristaux de gypse.

Pour approcher de cette situation idéale, les flux d'acide sulfurique et de phosphate sont mélangés avec la bouillie (directement ou indirectement) aussi vite et aussi complètement que possible et la bouillie contenue dans le réacteur est agitée pour l'homogénéiser.

La figure 1 est un diagramme d'acheminement simplifié d'un système Prayon modifié (Davy Powergas). Le réservoir d'attaque est divisé en quatre à huit compartiments, suivant la taille de l'installation. L'acide sulfurique est d'abord mélangé avec de l'acide phosphorique dilué recyclé et envoyé ensuite dans le premier, le second ou le troisième compartiment, suivant la nature du phosphate. La bouillie de phosphate provenant du broyage par voie humide est envoyée dans le premier, le second ou le troisième compartiment ou répartie entre eux. Pour réguler la température, on fait passer une partie de la bouillie dans un refroidisseur éclair sous vide. Une partie de la bouillie refroidie est renvoyée dans le récipient d'attaque, une partie va au digesteur. Un volume important de bouillie est recirculé à travers le système d'attaque, du dernier compartiment au premier.

Les digesteurs permettent d'achever la réaction et de réduire la sursaturation éventuelle, avec une légère agitation. On peut aussi procéder en ce point à de petites corrections en ajoutant de l'acide phosphorique ou du phosphate. On a

Figure 1. Installation classique de fabrication d'acide phosphorique par voie humide



construit des usines de ce type d'une capacité atteignant 1 140 t/j d'anhydride phosphorique.

Dans d'autres procédés au dihydrate, le phosphate peut être d'abord mélangé avec de l'acide phosphorique dilué recyclé ou de la bouillie de réaction, également recyclée. On peut pulvériser de l'acide sulfurique à la surface de la bouillie dans le réacteur.

Dans beaucoup d'installations anciennes, l'acide sulfurique était dilué, parfois à une concentration de 55 à 60 %, et refroidi dans un échangeur de chaleur avant utilisation. La plupart des usines modernes emploient l'acide sulfurique tel qu'il est livré, sa concentration étant d'ordinaire de 93 %.

Le mélange d'acide sulfurique concentré avec de l'acide phosphorique dilué recyclé dégage beaucoup de chaleur; il y a évaporation d'eau et volatilisation de composés fluorés, surtout SiF_4 et HF . Dans certaines installations, cette opération est effectuée dans un refroidisseur éclair sous vide, fournissant une vapeur riche en composés fluorés, récupérables sous forme d'acide fluosilicique, qui peut être vendu ou soumis à un traitement ultérieur.

Dans plusieurs procédés, il n'y a qu'un seul réacteur. La figure 2 est un schéma de l'un d'eux, le Gulf Design Isothermal Process, où le réacteur est un cristalliseur Swenson. Il est à remarquer que de l'acide sulfurique concentré est pulvérisé sur la surface de la bouillie au sommet du réacteur et que le phosphate naturel est d'abord mélangé avec de l'acide phosphorique recyclé, puis envoyé à la base du réacteur. Tout le récipient est sous pression réduite, ce qui permet de réguler la température grâce à l'évaporation. La circulation est régulée par un agitateur dans une gaine de ventilation. On affirme que les différences de température entre les parties du réacteur ne dépassent pas 0,3 °C. La capacité nominale de l'installation de la figure 2 est de 640 t/j; elle

utilise du phosphate de Floride concentré par flottation, non moulu (0,10 à 0,41 mm). Les avantages annoncés sont l'emploi de phosphate humide non moulu, des moindres coûts de premier établissement, d'exploitation et d'entretien et une excellente réduction de la pollution atmosphérique.

La figure 3 représente un autre type de système de réaction, décrit par Somerville. Le phosphate naturel, d'une granulométrie de 0,5 mm ou moins, est mélangé dans un mélangeur à cône avec la bouillie recyclée et envoyé au réacteur. L'acide sulfurique est d'abord mélangé avec de l'acide phosphorique recyclé et le mélange est envoyé dans un refroidisseur sous vide. On prélève dans le réacteur un assez faible flux de bouillie

Figure 2. Fabrication d'acide phosphorique par le système Swenson-Gulf Design Isothermal

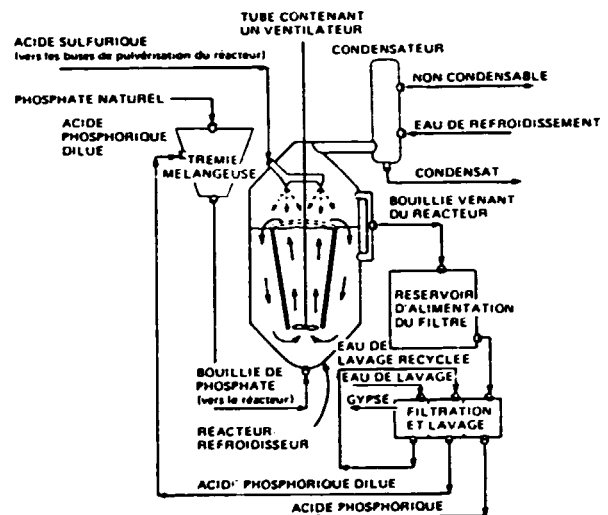
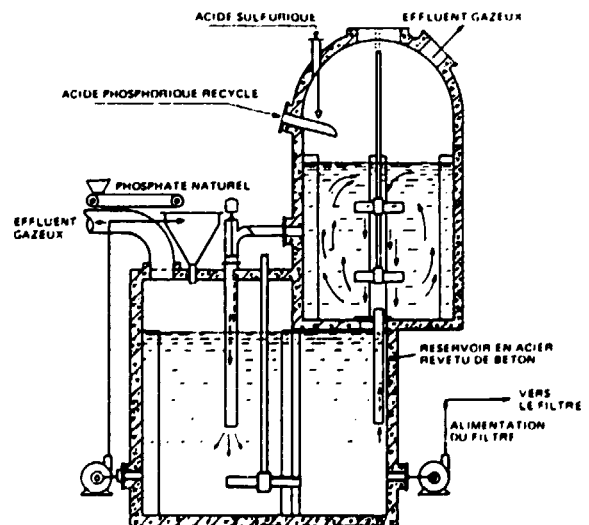


Figure 3. Système de réaction de Somerville pour l'acide phosphorique



qu'on envoie au refroidisseur sous vide et qu'on renvoie ensuite au réacteur pour réguler la température, qui est normalement de 84 °C dans le réacteur, de 73 °C dans le refroidisseur. Des modifications d'importance secondaire permettent au système de fonctionner comme procédé à l'hémihydrate: les températures sont alors d'environ 100 °C dans le réacteur et 83 °C dans le refroidisseur.

La disposition indiquée est recommandée pour des usines d'une capacité d'environ 360 t/j ou moins d'anhydride phosphorique. Pour des capacités plus importantes (720 t/j) on recommande deux refroidisseurs à vide, l'alimentation en acide sulfurique allant à l'un et le filtre étant alimenté par l'autre.

Les avantages annoncés sont, entre autres, une meilleure filtration du gypse, de moindres pertes d'anhydride phosphorique dans celui-ci et des coûts de premier établissement et d'exploitation moins élevés. On affirme aussi que, dans certains cas, de petites usines bon marché (20 à 50 t/j) peuvent être rentables.

Un moyen intéressant de réduire les coûts, proposé par Somerville, est d'employer souvent le béton pour les réacteurs et les refroidisseurs. Somerville, se fondant sur 25 ans d'expérience, affirme que le béton, si la conception et l'installation sont adéquates, résiste à l'attaque dans la fabrication d'acide phosphorique par voie humide, pourvu qu'il soit réalisé avec des granulats résistants à l'acide, tels que le sable et le gravier siliceux. De plus, la réparation ou le remplacement ne coûtent pas cher.

Le procédé Rhône-Poulenc, lui aussi, n'emploie qu'un seul réacteur (voir figure 4). L'une de ses caractéristiques est que la température dans le réacteur est régulée par un courant d'air à l'intérieur de celui-ci, au-dessus de la surface de la bouillie. Pour favoriser le refroidissement par évaporation, des appareils spéciaux analogues à des pulvérisateurs ramassent une partie de la bouillie superficielle et la projettent en gouttelettes dans l'espace balayé par l'air au-dessus du niveau

de la bouillie. En outre, on pulvérise de l'acide sulfurique au sommet du réacteur. Le phosphate naturel est introduit par un puits central dans une zone d'agitation maximale. Ce système a été utilisé dans des usines fabriquant 100 à 800 tonnes d'anhydride phosphorique par jour.

Nous ne chercherons pas à décrire, ni même à énumérer, tous les procédés d'acide phosphorique qui sont disponibles ou utilisés dans le monde entier.

Les procédés ci-dessus sont considérés comme assez représentatifs des procédés au dihydrate. Le procédé Kellogg-Lopker, utilisé en Angleterre, emploie un nouveau réacteur à deux réservoirs. Une caractéristique inhabituelle est la courte durée de séjour, environ 1,5 heure, contre environ 8 heures pour la plupart des autres. Fisons Ltd., Nissan et la Dorrco Division de Jacobs Engineering proposent des procédés au dihydrate, à l'hémihydrate et à deux stades. La plupart des grandes sociétés d'ingénierie et de construction s'occupant d'usines d'engrais proposent des procédés de fabrication qu'elles ont mis au point ou dont elles détiennent la licence.

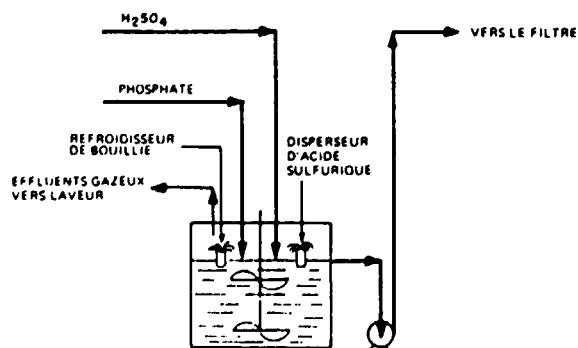
Bien que la plupart des usines fonctionnent avec un petit excès d'acide sulfurique, on peut travailler avec un défaut d'acide sulfurique, compensé par un excès de SO_2 , en remplaçant une partie de l'acide sulfurique par une quantité équivalente de sulfate d'ammonium ou d'un autre sulfate soluble, dans une proportion pouvant atteindre environ 10 à 15 %. Cette variante peut être avantageuse pour utiliser de petites quantités de sulfate d'ammonium obtenu comme sous-produit. Un autre avantage est la moindre corrosion. Toutefois, la durée de réaction est plus longue et peut atteindre 18 heures. De plus, l'acide obtenu contient du phosphate d'ammonium et il n'est donc utilisable que pour fabriquer du phosphate d'ammonium ou des engrais composés.

Dans d'autres variantes, l'acide sulfurique libre peut être neutralisé (en tout ou en partie), après digestion ou filtration, par de l'ammoniac ou du phosphate de calcium pour réduire la corrosion dans les stades ultérieurs. Si l'on se sert de phosphate de calcium, il se forme une quantité supplémentaire de sulfate de calcium, que l'on peut éliminer. Supprimer ou réduire la quantité de sulfate contenue dans l'acide phosphorique permet de fabriquer des engrais à plus haut dosage.

Durée de réaction et durée de séjour

D'après Somerville, la vie moyenne d'une particule de phosphate naturel dans un système de réaction classique peut aller de 15 secondes à 3 minutes. Néanmoins, la durée de séjour dans les installations industrielles va de 1,5 à 12 heures ou plus [8]. L'une des raisons, comme nous l'avons

Figure 4. Système de réaction Rhône-Poulenc



déjà dit, est la nécessité de former de bons cristaux de gypse. Une autre est la difficulté de réguler exactement la teneur en acide sulfurique libre (SO_4^{2-}) dans la phase liquide quand la durée de réaction est courte; or, cette régulation exacte est extrêmement importante. Bien que le niveau optimal puisse dépendre de la nature du phosphate, il est d'ordinaire d'environ 1,5 %; s'il s'écarte appréciablement de l'optimum, cela peut provoquer des troubles graves. Il est clair que plus court est le temps de réaction, plus vite et plus souvent on peut avoir des ennuis. Le succès de la durée de 1,5 heure dans le procédé Kellogg-Lopker est probablement dû à l'emploi d'un instrument automatique pour le dosage du sulfate qui permet une régulation exacte et des réglages rapides.

Filtration

Le rôle de la filtration est de séparer le gypse (et toutes les matières insolubles provenant du phosphate naturel ou formées au cours de la réaction) de l'acide phosphorique produit aussi complètement, aussi efficacement et aussi économiquement que possible. Toutes les usines modernes emploient des filtres continus, bien que des filtres travaillant en discontinu aient été utilisés dans le passé par de petites usines.

Les filtres les plus courants sont les filtres rotatifs à bac basculant, les filtres à bac mobile, les filtres à table horizontale et les filtres à bande transporteuse. Dans chaque cas, le cycle des opérations est le même: 1) dépôt de la bouillie d'acide phosphorique et de gypse sur le filtre, 2) collecte de l'acide produit en utilisant le vide, 3) deux ou trois lavages à contre-courant pour achever d'enlever l'acide phosphorique contenu dans le gypse, 4) décharge du gypse lavé, 5) lavage du tissu du filtre pour éviter son colmatage. La figure 1 montre la suite des opérations. Le lavage fournit des solutions de plus en plus diluées d'acide phosphorique. Le dernier lavage se fait à l'eau pure, ou quelquefois à l'eau recyclée provenant d'un bassin à gypse ou de puisards recevant l'eau de lavage des filtres ainsi que les débordements et égouttements. L'acide très dilué recueilli dans la dernière section est renvoyé à la section précédente; le filtrat provenant du premier lavage est renvoyé aux réacteurs. Une partie de l'acide produit peut aussi être recyclée au stade de la digestion pour maintenir la proportion de solides dans la bouillie à un niveau acceptable, d'ordinaire 40 à 45 %.

Les filtres sont habituellement classés d'après leur surface active, qui peut atteindre environ 170 m². La vitesse de rotation (pour un filtre rotatif) ou de déplacement (pour un filtre à bande transporteuse), est réglable pour pouvoir s'adapter

aux caractéristiques de la bouillie et à d'autres facteurs.

Le débit peut varier beaucoup, mais on adopte couramment, dans les projets, le chiffre de 6,5 tonnes de $\text{P}_2\text{O}_5/\text{m}^2/\text{jour}$. Le débit dépend surtout de la taille et de la forme des cristaux de gypse qui, elles-mêmes, dépendent des conditions dans le réacteur: nature du phosphate naturel, utilisation de modificateurs de la forme des cristaux, régulation des paramètres de la réaction, etc. Des impuretés insolubles du phosphate naturel, telles que l'argile, peuvent réduire le débit. Ce dernier dépend aussi de la température, de la concentration et de la viscosité de l'acide, ainsi que du taux de récupération désiré. Bien que, dans beaucoup d'usines, on cherche à porter la récupération au maximum, dans certaines d'entre elles il existe souvent un débit optimal, du point de vue économique, pour lequel la production est accrue au prix d'un certain sacrifice quant à la récupération.

Le débit dépend aussi de la conception du filtre, du degré de vide et de nombreux autres facteurs. Moraillon *et al.* donnent des exemples allant de 2 à 18 tonnes/m²/jour [13]. Shearon indique, pour des usines de Floride, des chiffres variant de 7,8 à 9,8 t/m²/jour [10].

Concentration et clarification de l'acide phosphorique

L'acide phosphorique produit par la plupart des procédés au dihydrate est à 26 à 32 % d'anhydride phosphorique (acide filtré). Cette concentration convient pour fabriquer certains engrais, mais, dans la plupart des cas, il est plus rentable de concentrer par évaporation. La concentration désirée dépend de l'utilisation prévue. Voici quelques exemples :

Utilisation	Concentration (en pourcentage de P_2O_5)
Superphosphate triple — procédé à la cave	50-54
Superphosphate triple — procédé par bouillie	38-40
Phosphate diammonique	Environ 40
Phosphate monoammonique (suivant le procédé)	40-54
Expédition (qualité marchande)	54 ^a
Acide superphosphorique pour expédition ou pour fabrication d'engrais liquide	69-72

^aBien que la norme habituelle pour l'acide (qualité marchande) soit 54 % de P_2O_5 , on constate des variations entre 50 et 60.

Les concentrations ci-dessus ne sont que des guides pour la pratique courante; dans la plupart des cas, il est fort possible d'en utiliser d'autres. Par exemple, on a employé de l'acide à 30 % pour la fabrication de ISP par un procédé exigeant un séchage poussé du produit. Cependant, l'énergie

est en général utilisée plus efficacement pour concentrer l'acide que pour sécher le produit avec un taux élevé de recyclage. Ceci est particulièrement vrai quand l'énergie disponible est sous forme de vapeur provenant d'une usine d'acide sulfurique adjacente.

Des précipités se forment dans l'acide phosphorique avant, pendant et après la concentration. Dans le premier cas il s'agit en général surtout de sulfate et de fluosilicates de calcium. Pendant et après la concentration, il peut se former des composés très divers, suivant la concentration de l'acide; on les groupe sous le nom de boue et ils sont source de nombreuses difficultés dans la manutention et l'emploi de l'acide. Ils forment aussi du tartre dans les évaporateurs. Dans ces conditions, de nombreux fabricants clarifient l'acide et soit recyclent la boue, soit l'utilisent pour les engrais où elle est la moins gênante. L'acide à expédier, en particulier, doit être bien clarifié. L'acide obtenu par les procédés à l'hémihydrate (40 à 50 % de P_2O_5) serait relativement exempt de boue.

Une grande partie du fluor se volatilise pendant l'évaporation et il faut le récupérer pour éviter la pollution. Dans certains cas, on obtient des sous-produits vendables tels que l'acide fluosilicique, des fluosilicates, de la cryolite ou du fluorure d'aluminium.

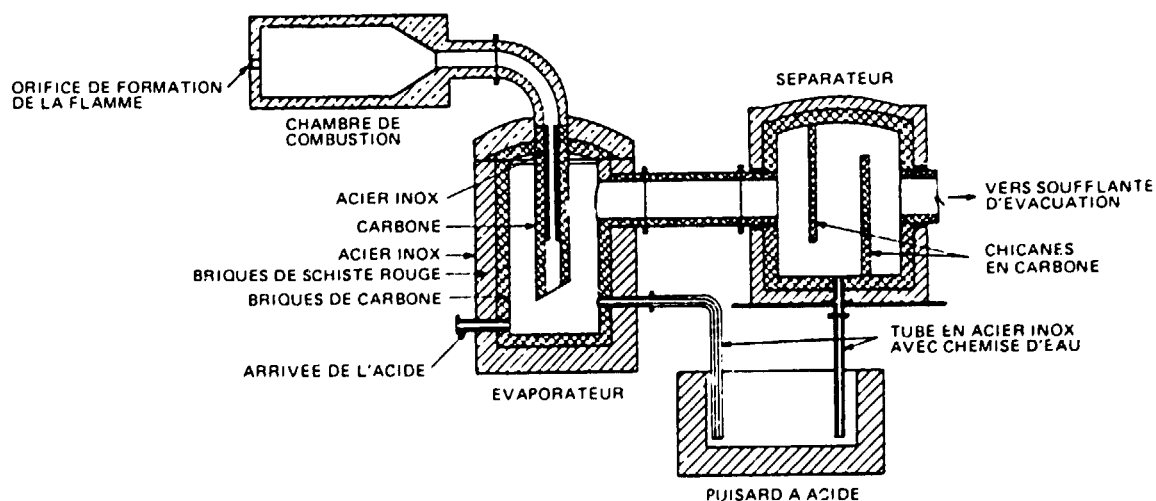
Les concentrateurs d'acide phosphorique peuvent être à chauffage direct ou indirect. Dans le premier cas, les gaz de la combustion entrent en contact direct avec l'acide, par exemple dans une tour à pulvérisation ou dans des évaporateurs à brûleur immergé. Leur utilisation diminue, à cause de la difficulté de récupérer dans l'effluent gazeux le brouillard acide et les composés fluorés. Cependant, plusieurs usines fabriquent de l'acide

superphosphorique en portant la concentration de 54 à 69-72 % de P_2O_5 dans un évaporateur à chauffage direct analogue à un évaporateur à brûleur immergé. La figure 5 est le schéma d'une installation pilote de la TVA appartenant à cette catégorie; ensuite, des améliorations et des modifications ont été apportées aux installations à l'échelle commerciale, dont l'une est connue sous le nom d'évaporateur Oxy-Nordac. Des évaporateurs quelque peu analogues ont été mis au point par Prayon, Nordac et d'autres; ils permettent de faire passer la concentration de l'acide filtré de 30 à 50-55 % de P_2O_5 . La quantité d'énergie nécessaire pour passer de 30 à 54 % est d'environ 1 400 000 kcal/t de P_2O_5 ; il faut aussi environ 70 kWh d'énergie électrique par tonne de P_2O_5 . On peut employer n'importe quel combustible solide ou gazeux et certains types de charbon. Le passage de 54 à 70 % de P_2O_5 consomme environ 600 000 à 800 000 kcal/t de P_2O_5 .

Le chauffage indirect est d'ordinaire assuré par de la vapeur ou, dans certains cas, par un fluide caloporteur tel que le Dowtherm, qui, lui-même, est chauffé dans un échangeur de chaleur chauffé par combustion. On emploie couramment des évaporateurs tubulaires, en général avec circulation forcée, ou des évaporateurs-cristallisoirs. Ces derniers servent à mettre sous forme de cristaux assez gros les impuretés qui se précipitent, afin de réduire l'entartrage et de faciliter l'élimination par décantation ou centrifugation. On peut passer de 30 à 54 % de P_2O_5 en un, deux ou trois stades, suivant l'échelle des opérations.

Passer de 30 à 54 % de P_2O_5 consomme environ 1,9 tonne de vapeur par tonne de P_2O_5 contenue dans l'acide. Cette quantité peut, en général, être fournie par la fabrication d'acide sulfurique si celui-ci est obtenu par combustion

Figure 5. Installation pilote pour la concentration d'acide phosphorique dans le procédé par voie humide



du soufre. L'énergie électrique nécessaire peut aller de 11 à 16 kWh/t de P_2O_5 , suivant l'échelle des opérations. Il faut à peu près 6 tonnes d'eau de refroidissement par tonne de P_2O_5 pour condenser l'eau évaporée.

La quantité de fluor éliminée au cours du passage de 30 à 54 % de P_2O_5 peut être de 60 à 80 % de celle présente à l'origine dans l'acide; la plus grande partie se volatilise et est récupérée dans le condensat.

Pour passer de 54 à 70 % de P_2O_5 , il faut environ une tonne de vapeur (environ 27 atm et 237 °C) par tonne de P_2O_5 et 24 kWh d'électricité. Quand on se sert du fluide caloporteur Dowtherm, la quantité de combustible correspond à à peu près 640 000 kcal/t.

Quand on fabrique de l'acide superphosphorique (69 à 72 % de P_2O_5) en concentrant l'acide obtenu par voie humide, la plus grande partie du fluor se volatilise et l'acide n'en contient que 0,2 à 0,3 %. Si l'on ajoute de la silice réactive pendant l'évaporation, ce qui facilite la volatilisation du fluor, il peut ne plus rester qu'environ 0,1 % de ce dernier. L'acide obtenu convient pour la fabrication d'aliments complémentaires pour animaux, tels que le phosphate dicalcique et le phosphate ammonique, et on l'utilise à cette fin. L'acide superphosphate a en outre les avantages suivants :

1. Les frais de transport sont moindres.
2. La boue est éliminée. Les acides polyphosphoriques bloquent par chélation la plupart des impuretés courantes; toutefois, dans certains acides, des pyrophosphates de titane ou de magnésium peuvent précipiter.
3. L'acide superphosphorique est bien moins corrosif qu'à des concentrations plus faibles.
4. L'acide superphosphorique convient pour fabriquer des engrais liquides limpides (solutions de polyphosphate d'ammonium) puisque le polyphosphate bloque par chélation des

impuretés qui précipiteraient lors du traitement par l'ammoniac (voir chapitre XIX).

5. On peut utiliser l'acide superphosphorique pour fabriquer des engrais composés par des procédés par fusion éliminant la nécessité d'un séchage (voir chapitre XIX).

Les principaux inconvénients de l'acide superphosphorique sont la quantité d'énergie nécessaire, la corrosion pour certains types d'évaporateurs et la viscosité élevée. Celle-ci dépend de la température, de la concentration et de la teneur en impuretés: certains acides superphosphoriques doivent être chauffés à 60 °C ou plus pour qu'on puisse les pomper avec des pompes centrifuges.

Le tableau 3 donne la composition d'acides superphosphoriques obtenus à partir de plusieurs types de phosphate naturel.

Utilisation de la boue

Comme il a été dit plus haut, les impuretés constituant la boue précipitent avant, pendant et après la concentration. Si l'acide est utilisé sur place pour la fabrication d'engrais, il peut être possible de ne pas séparer la boue, mais, dans certains cas, la quantité de boue peut être si élevée qu'elle abaisse le dosage des engrais obtenus au-dessous du niveau désirable.

Les solides qui se forment dans l'acide filtré à 30 % d'anhydride phosphorique sont surtout du gypse et des fluosilicates; dans certains cas, on peut les renvoyer à l'unité de fabrication d'acide phosphorique sans en gêner sérieusement le fonctionnement. La boue qui se forme après la concentration contient en général une forte proportion de phosphate de fer et d'aluminium, par exemple $(Al, Fe)_3KH_{14}(PO_4)_8 \cdot 4H_2O$. Lehr a identifié 38 composés cristallisés distincts dans la boue provenant d'acides obtenus par voie humide [14]. Renvoyer les composés de fer et d'aluminium à l'unité de production d'acide serait probablement source de quelques difficultés. Quand il faut

TABLEAU 3. COMPOSITION CHIMIQUE D'ACIDES SUPERPHOSPHORIQUES

Type de phosphate	Floride	Ouest des Etats-Unis	Caroline du Nord	Maroc	Togo	Taïba
Grillage	Non	Oui	Oui	Non	Non	Non
Composition, en % en poids						
P_2O_5 , total	72,9	72,5	71,2	72,4	73,0	72,1
P_2O_5 , ortho	31,8	34,0	37,6	25,1	35,3	27,1
Fe_2O_3	2,2	1,2	1,4	0,6	1,9	2,4
Al_2O_3	1,8	3,0	1,3	0,4	0,9	0,5
F	0,3	0,3	0,4	0,1	0,1	—
SiO_2	2,0	2,1	3,4	2,7	1,7	3,3
MgO	0,3	0,8	0,6	1,1	0,1	0,1
Couleur	Noire	Verte	Verte	Verte	Foncée	Foncée
Teneur en polyphosphates, en pourcentage du P_2O_5 , total	56	53	47	65	52	62,5

séparer la boue, comme c'est d'ordinaire le cas pour l'acide à expédier, elle sert souvent à la fabrication de TSP. La plus grande partie de l'anhydride phosphorique contenu dans la boue est soluble dans le citrate, mais non dans l'eau; cette façon de faire n'est donc pas avantageuse quand le TSP est vendu d'après sa solubilité dans l'eau.

La boue peut aussi servir à fabriquer du phosphate monoammonique (MAP), non granulé, qui, à son tour, est un produit intermédiaire de la fabrication d'engrais composés. Il n'y a aucune norme pour le MAP; l'utilisateur peut formuler les engrais composés d'après l'analyse, cas par cas. Ici encore, les composés de fer, d'aluminium et de magnésium ne sont pas solubles dans l'eau. En fait, il n'y a aucun moyen rentable d'utiliser la boue dans les pays où les engrais phosphatés sont vendus d'après leur solubilité dans l'eau.

La précipitation après concentration à 54 % d'anhydride phosphorique est lente et jamais assez complète pour qu'un nouveau précipité ne se forme pas pendant le stockage ultérieur. Toutefois, on dispose de méthodes de clarification qui ramènent le problème, pour les acides de qualité marchande, à un niveau acceptable.

Matériaux utilisés

Bien que le choix des matériaux de construction soit très important, il n'est possible de le traiter dans ce manuel que de façon fort succincte. Les taux de corrosion dans les usines fabriquant de l'acide phosphorique sont très variables, à cause de la nature complexe de l'acide. Les facteurs dont dépend la corrosion ne sont pas assez bien connus pour qu'on puisse prédire exactement en quoi ils seront modifiés par des variations du mode de fonctionnement ou de la composition du phosphate naturel. Le coût supplémentaire de matériaux plus résistants est donc souvent justifié, en particulier s'il est probable qu'on utilisera du phosphate de différentes sources ou lorsqu'on peut prévoir, d'après la nature de la source ou d'après les conditions de fonctionnement, que le danger de corrosion est particulièrement grand. Les réacteurs sont souvent en acier revêtu intérieurement de caoutchouc ou en béton avec revêtement intérieur de briques de carbone. Pour les réservoirs de stockage, on peut utiliser l'acier revêtu de caoutchouc. Nous avons parlé plus haut de l'emploi de béton non revêtu pour les réacteurs; le succès dépend dans ce cas du choix de granulats résistant à l'acide et d'une bonne installation. Il faut essayer des éprouvettes de béton dans les bouillies d'acidification avant d'y recourir pour réaliser l'installation.

Les parties les plus importantes et les plus vulnérables d'une usine d'acide phosphorique sont les agitateurs, les pompes et les filtres. Ce sont les

agitateurs qui sont le plus exposés à la corrosion, mais on peut les remplacer assez facilement et à bon marché, tandis que les filtres sont de grandes dimensions, coûteux et moins faciles à remplacer ou réparer, mais ils sont moins exposés à la corrosion que les agitateurs, parce que la température moyenne y est plus basse et que l'érosion joue un moindre rôle.

Pendant longtemps, l'acier inoxydable 316 L a été d'usage courant pour les agitateurs, les filtres et autres éléments d'équipement entrant en contact direct avec l'acide phosphorique fabriqué par voie humide ou la bouillie de réaction. Cependant, on tend de plus en plus à utiliser, pour la construction de nouvelles usines, des alliages plus résistants, en particulier lorsqu'on peut être amené à changer de source de phosphate ou à rencontrer des conditions de fonctionnement plus difficiles. Les alliages utilisés sont, par ordre de résistance croissante à la corrosion, l'acier inoxydable 317 L, le Ferralium et l'UB6 (nous n'avons cité ces quatre alliages qu'à titre d'exemple; beaucoup d'alliages analogues sont disponibles sous d'autres noms). Leurs compositions sont les suivantes :

	316L	317L	Ferralium	UB6
Cr	16-18	18-20	25	20
Ni	10-14	11-15	5	15
Mo	2-3	3-4	2	4-5
Cu	—	—	3	1.5
C	<0.03	<0.03	<0.06	<0.02

L'acier inoxydable 316 L vaut environ 4,4 à 5,2 dollars le kg pour les pièces coulées et 3,2 à 4,0 dollars pour la tôle. Ce prix est plus élevé d'environ 10 % pour le 317 L, de 25 % pour le Ferralium et de 50 % pour l'UB6, mais la différence se justifie facilement grâce à la vie plus longue, aux réparations prenant moins de temps et à une plus grande possibilité de choix de la matière première et des conditions de fonctionnement.

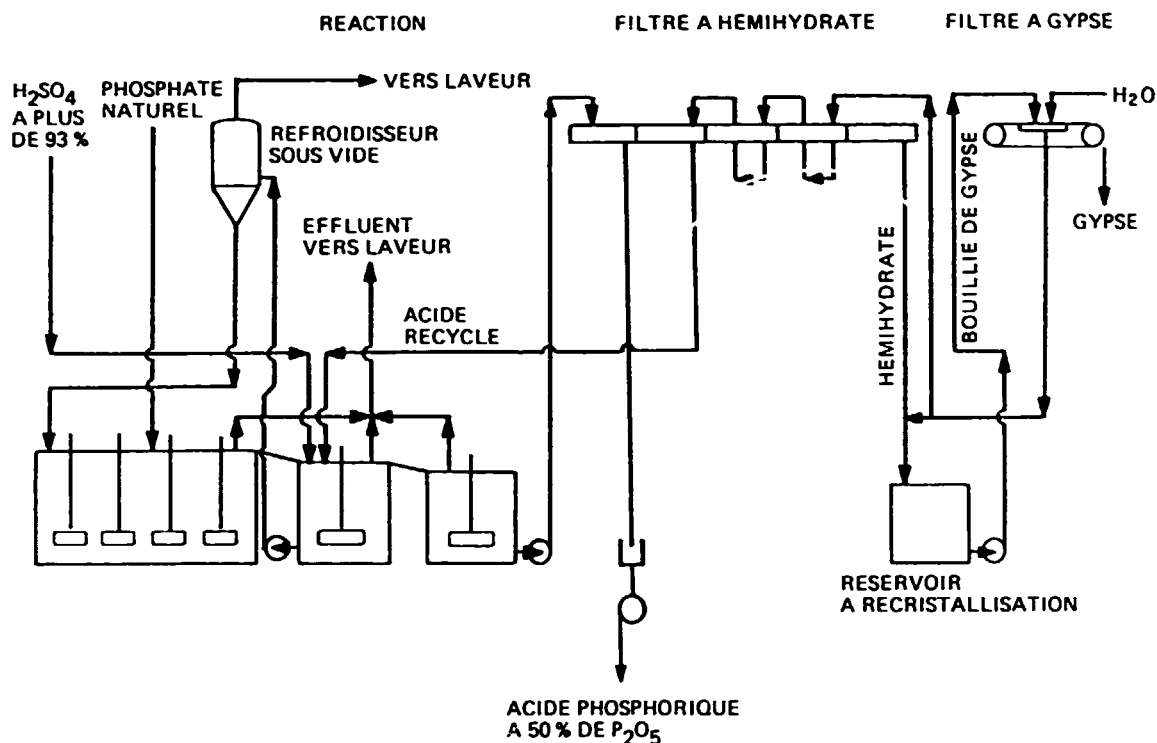
Procédés à l'hémihydrate et procédés à deux stades

Nous ne chercherons pas à décrire les nombreux procédés de cette catégorie, mais le diagramme d'acheminement simplifié de la figure 6 est plus ou moins représentatif; il s'agit de l'usine de Trepcá (Yougoslavie), qui emploie le procédé HDH de Fisons. Nous en donnons une brève description [15].

Le procédé Fisons à l'hémihydrate à deux stades, ou procédé HDH, tel qu'il est utilisé à Trepcá, fournit de l'acide phosphorique à 50-52 % de P_2O_5 , avec un rendement élevé, en général 98,5 %. Il comprend un système de réaction pour l'hémihydrate, une filtration, une recristallisation et une filtration du dihydrate.

Le phosphate naturel, 100 % passant au tamis à mailles de 1,7 mm, est envoyé dans le premier réacteur par une courroie transporteuse-peseuse. La bouillie débordant de ce réacteur

Figure 6. Diagramme d'acheminement du procédé à l'hémihydrate-dihydrate



passé dans le second où l'on ajoute de l'acide sulfurique et de l'acide de retour". Dans les deux réacteurs, la température est maintenue entre 98 et 100 °C en faisant passer la bouillie à travers un refroidisseur éclair pour éliminer l'excès de chaleur de réaction et de dilution.

Les conditions de la réaction dans les deux réacteurs sont importantes, car le succès du procédé dépend d'une croissance uniforme satisfaisante des cristaux, avec des taux de filtration et de lavage élevés.

Il est aussi important de réguler la teneur en sulfate de calcium de l'acide contenu dans les réacteurs; une proportion fixe de la bouillie pompée du second réacteur dans le refroidisseur éclair est recyclée dans le premier pour y réguler le taux de précipitation du sulfate de calcium et, par conséquent, la taille des cristaux. Tout excès éventuel de bouillie est renvoyé dans le second réacteur; sa teneur en sulfate est maintenue entre 1,5 et 2,0 %. La bouillie déborde ensuite dans le réservoir d'alimentation du filtre.

Le premier réacteur est un réservoir entièrement garni de chicanes, muni de quatre agitateurs à six palettes, dont deux envoient vers le haut et deux vers le bas, afin d'obtenir un écoulement très efficace de la bouillie. Le second réacteur et le réservoir d'alimentation du filtre sont dotés chacun d'un seul agitateur et sont, eux aussi, entièrement garnis de chicanes.

Dans le procédé Fisons, la bouillie est filtrée par deux filtres indépendants, ce qui permet d'optimiser la vitesse de filtration et l'épaisseur du gâteau séparément pour les deux filtres.

La bouillie provenant du réservoir d'alimentation du filtre est envoyée par pompage au filtre à l'hémihydrate, un filtre à vide à bac horizontal basculant du type classique, avec trois stades de lavage à contre-courant. L'acide de retour au dihydrate" recyclé du second stade est utilisé pour le dernier lavage du gâteau et pour le lavage du bac.

L'acide provenant du premier stade de lavage et une partie de l'acide produit sont renvoyés dans le système de réaction; c'est ce qu'on appelle l'acide de retour à l'hémihydrate" qui est mélangé à de l'acide sulfurique à 98 %, puis envoyé dans le second réacteur. Le reste de l'acide produit, à 50 % de P₂O₅, est envoyé dans les réservoirs de stockage.

L'hémihydrate provenant du premier filtrage est envoyé par une goulotte dans un réservoir à recristallisation muni d'un agitateur, où le temps de séjour, la teneur en matières solides et la composition chimique sont régulés de façon à assurer une recristallisation complète en dihydrate. L'anhydride phosphorique des cristaux mixtes se dégage pendant ce processus. On ajoute de l'acide sulfurique dans le réservoir afin de fixer les ions de calcium libérés et de maintenir des conditions

optimales pour une récupération maximale de P_2O_5 et pour favoriser la croissance de bons cristaux de dihydrate.

La bouillie de dihydrate est envoyée par pompage à un filtre à bande transporteuse fonctionnant en continu où elle est lavée par de l'eau de traitement. Le filtrat, appelé "acide de retour ou dihydrate", qui contient le P_2O_5 récupéré des cristaux mixtes, est recyclé dans le filtre à hémihydrate aux stades de lavage final du gâteau et de lavage du bac. Le gâteau de dihydrate sec est enlevé du filtre, remis en bouillie par agitation dans un réservoir et pompé vers l'évacuation. On peut aussi évacuer à sec.

Les débordements d'acide sont recueillis dans un puisard de plancher et renvoyés au réservoir à recristallisation. Un réservoir de lavage permet un lavage régulier en circuit fermé des filtres par de l'eau chaude ou des solutions de produits chimiques, s'il y a lieu. Aucun lavage régulier n'est nécessaire pour les appareils traitant la bouillie de réaction.

Une partie du fluor contenu dans le phosphate naturel se dégage; on peut la récupérer sous forme d'acide fluosilicique. Avec du phosphate du Maroc de teneur normale, 40 à 50 % du fluor se dégage dans le refroidisseur éclair et dans les réacteurs.

Les vapeurs provenant du refroidisseur éclair sont envoyées dans une tour de lavage sous vide à deux étages. Dans le laveur primaire, on envoie de l'acide fluosilicique recirculé, dans le second de l'eau de traitement. La récupération de plus de 99 % du fluor total est garantie, ainsi que l'obtention comme sous-produit d'acide fluosilicique à 23 %.

Les effluents gazeux des réacteurs et du filtre à hémihydrate sont lavés sous pression atmosphérique; la concentration de l'acide fluosilicique et le rendement du lavage sont les mêmes.

Nous avons déjà exposé les avantages des divers procédés à l'hémihydrate-dihydrate. Dans ce cas particulier, on ne disposait pas de vapeur en excès provenant de la fabrication d'acide sulfurique et la possibilité de concentrer l'acide sans recourir à la vapeur était un avantage important.

5. Economie de la production d'acide phosphorique

Coûts des matières premières

Le prix de revient de l'acide phosphorique dépend beaucoup du coût des matières premières, le phosphate naturel et l'acide sulfurique. Les quantités nécessaires de ces produits, par tonne de P_2O_5 obtenu, dépendent, comme on l'a dit plus haut, de la teneur du phosphate et de son rapport CaO/P_2O_5 . Dans ce qui suivra, nous adopterons

pour ces quantités les chiffres médians, mais il faut se rappeler que les besoins réels peuvent s'en écarter beaucoup.

Au début de 1977, les prix tarifés étaient, pour le phosphate naturel du Maroc 72 BPL, de 38 dollars par tonne (Kouribga) et 35,25 dollars par tonne (Youssofia) f.a.s. ports marocains; de 28,50 dollars par tonne pour le phosphate 72 BPL de Floride, de f.o.b. Tampa. Pour des quantités importantes, les contrats peuvent être conclus à des prix nettement inférieurs. Le fret maritime peut atteindre 20 dollars par tonne (du Maroc à l'Inde, par exemple). En outre, les frais de déchargement et de transport terrestre peuvent, dans certains cas, porter à 80 dollars par tonne le coût total du transport.

Le coût franco du soufre variait récemment de 50 à 70 dollars par tonne. En adoptant le chiffre de 50 dollars, on peut prévoir que l'acide sulfurique obtenu coûtera au moins 30 dollars par tonne. En admettant pour le phosphate 50 dollars et pour l'acide sulfurique 30 dollars par tonne, le coût total des matières premières sera de 244 dollars par tonne d'anhydride phosphorique

Phosphate naturel	$3,22 \times 50 = 161$ dollars
Acide sulfurique	$2,78 \times 30 = 83$ dollars
Total	244 dollars

Comme le cours mondial de l'acide phosphorique est d'environ 200 dollars par tonne de P_2O_5 , il semble évident qu'il n'est pas actuellement (1978) rentable de fabriquer de l'acide phosphorique à partir de matières premières importées. Cependant, le prix des engrais phosphatés et des produits intermédiaires est actuellement bas à cause d'un excès d'offres. D'après les prévisions, cette situation se maintiendra au moins jusqu'à la fin de 1981.

La plupart des futures usines d'acide phosphorique seront implantées au voisinage d'une source de phosphate naturel et/ou d'acide sulfurique. Le coût du phosphate naturel prix à la mine peut varier beaucoup, mais il est souvent compris entre 20 et 25 dollars la tonne. Le coût de l'acide sulfurique (ou du soufre) peut aussi varier beaucoup suivant qu'il s'agit de soufre récupéré, extrait d'une mine, ou obtenu comme sous-produit du raffinage des métaux. Dans ce dernier cas, il est possible que le coût soit nul ou même négatif, puisque les raffineurs doivent récupérer l'acide sulfurique pour ne pas polluer l'atmosphère et, s'il n'est pas utilisé pour fabriquer de l'acide phosphorique, une opération coûteuse d'évacuation, par exemple la neutralisation par du calcaire, est nécessaire.

Coûts en capital

Les coûts en capital indiqués à titre d'exemple sont tirés du Bulletin Y-95 de la TVA, d'après les coûts en décembre 1974, augmentés de 26 % pour

tenir compte de l'inflation jusqu'en 1978 [16]. De plus, les estimations de la TVA ont été modifiées comme suit :

1. Les installations de déchargement du phosphate ont été omises; si l'usine est implantée à la mine, elles ne sont pas nécessaires.
2. La clarification de l'acide est omise; le plus souvent, elle sera inutile si l'acide est utilisé sur place.
3. L'installation de stockage de l'acide est ramenée à l'équivalent d'un jour de production d'acide phosphorique à 30 % de P_2O_5 et deux jours de production d'acide à 54 %, ce qui devrait suffire si l'acide est utilisé sur place. S'il faut l'expédier, les installations de stockage devront être plus importantes (voir "Expédition de l'acide phosphorique").

Nous donnons ci-dessous, pour une usine d'une capacité nominale de 600 tonnes d'anhydride phosphorique par jour, les estimations des coûts aux limites des batteries pour une implantation dans une zone industrialisée telle que la côte américaine du golfe du Mexique ou un emplacement européen équivalent.

	Coût (en millions de dollars des Etats-Unis)	Pourcentage du total
Stockage du phosphate naturel	0,74	4,4
Mouture du phosphate naturel	2,96	17,6
Réaction et filtration	7,59	44,9
Concentration de l'acide	2,49	14,7
Bassin à gypse et bassin à eau de lavage	2,59	15,3
Stockage de l'acide	0,52	3,1
	16,89	100,0

Le coût de premier établissement dépend aussi de la capacité. Le coût des installations auxiliaires dépend de l'emplacement et le coût total dépend de l'infrastructure et de l'éloignement de l'endroit choisi. Le tableau ci-dessous et la figure 7 donnent des exemples.

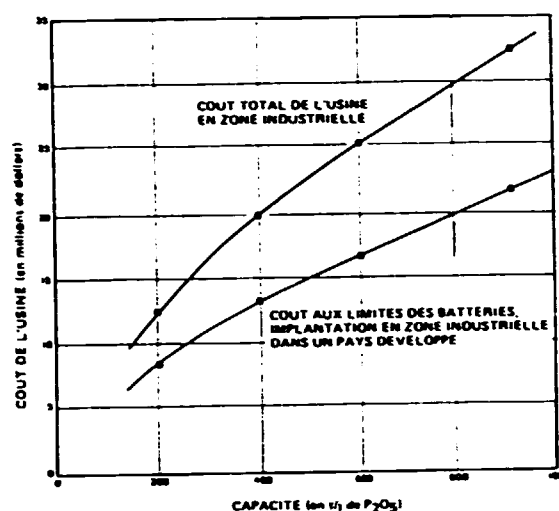
Coût en capital d'usines d'acide phosphorique (en millions de dollars des Etats-Unis)

	Capacité (en t/j de P_2O_5)			
	200	400	600	900
Coût aux limites des batteries, emplacement en zone industrielle	8,4	13,3	16,9	21,7
Coût total ^a , zone industrielle	12,6	20,0	25,4	32,6
Coût total, pays en développement ^b	15,8	25,0	31,8	40,8

^aCoût aux limites des batteries + 1,5 pour tenir compte des installations auxiliaires

^bCoût total pour implantation en zone industrielle + 1,25

Figure 7. Coût en capital d'usines d'acide phosphorique, procédé par voie humide



Pour une implantation dans un pays en développement, le coût est augmenté arbitrairement de 25 %; la différence réelle peut varier beaucoup suivant le degré d'accessibilité de l'emplacement choisi et la possibilité, ou non, de disposer d'une infrastructure.

Les estimations ne comprennent pas l'infrastructure éventuellement nécessaire telle que routes, chemins de fer, installations portuaires, logements et bâtiments communautaires, maison des hôtes, centrale électrique, etc. Dans certains emplacements, ces éléments d'infrastructure peuvent être nécessaires en totalité ou en partie.

Si l'on prévoit d'exporter l'acide phosphorique, il faudra des installations de clarification et de stockage de l'acide à 54 % de P_2O_5 , qui pourront coûter de 2 à 4 millions de dollars, suivant les quantités exportées et l'importance des lots.

Coûts de production

Le tableau 4 donne le coût estimé de la production d'acide phosphorique dans un pays en développement. Les conditions supposées sont relativement favorables: phosphate naturel à 20 dollars la tonne, ce qui n'est possible que si l'installation est proche d'une mine où les coûts d'extraction et de préparation sont modérément faibles. Le chiffre de 30 dollars par tonne pour l'acide sulfurique peut être obtenu avec du soufre à 50 dollars par tonne. Même avec ces chiffres relativement faibles pour les matières premières, leur coût constitue 71 à 78 % du coût total de production quand l'usine fonctionne à 100 % de sa capacité nominale.

L'influence de l'échelle de fonctionnement est plus faible que pour la production d'engrais azotés: passer de 200 à 900 t/j ne diminuerait le

TABLEAU 4. COUT ESTIME DE LA PRODUCTION D'ACIDE PHOSPHORIQUE DANS UN PAYS EN DEVELOPPEMENT

Capacité, en t/j de P ₂ O ₅	200	400	600	900
Milliers de tonnes par an à 100 % de la capacité	66	312	198	297
Capital fixe nécessaire, en millions de dollars	15,8	25,0	31,8	40,8
<i>Coût de production (en dollars par tonne de P₂O₅)</i>				
Coûts liés au capital ^a	42,47	33,48	28,38	24,28
Coûts liés à la main-d'œuvre ^b	8,39	6,42	6,22	5,96
Total partiel	(50,66)	(39,90)	(34,60)	(30,24)
Coût des matières premières				
Phosphate naturel, 3,22 t × 20 dollars	64,40	64,40	64,40	64,40
Acide sulfurique, 2,78 t × 30 dollars	83,40	83,40	83,40	83,40
Total partiel	(147,80)			
Autres coûts				
Eau et fournitures ^c	2,50	2,50	2,50	2,50
Electricité, 150 kWh × 0,02 dollar	3,00	3,00	3,00	3,00
Vapeur ^d , 1,9 t × 2,50 dollars	4,75	4,75	4,75	4,75
Total partiel	(10,25)	(10,25)	(10,25)	(10,25)
Coût total de production	208,71	197,95	192,65	188,29

^aCoûts liés au capital :

Amortissement en 15 ans	6,67 % du capital/an
Intérêt à 8 % de la moitié du capital	4,00 % du capital/an
Impôts et assurances	2,00 % du capital/an
Entretien	5,00 % du capital/an
Total	17,67 % du capital/an

^bCoûts liés à la main-d'œuvre :

Main-d'œuvre de production	
Personnel d'encadrement et frais généraux = 100 % de la main-d'œuvre de production	
Contrôle de la qualité = 20 % de la main-d'œuvre de production	

^cEau de traitement, eau de refroidissement, eau de bassin recirculée, produits chimiques antimousse et autres fournitures.

^dSi l'on dispose de vapeur fournie par une usine d'acide sulfurique, ce coût peut être imputé à la production de l'acide sulfurique.

coût que d'environ 20 dollars/tonne d'anhydride phosphorique, soit à peu près 10 % du total. Cependant, si l'usine d'acide phosphorique fait partie d'un complexe fabriquant également de l'acide sulfurique et des engrais phosphatés ou composés, en quantités correspondantes, les économies d'échelle pourraient être un peu plus importantes. De plus, si d'importants travaux d'infrastructure sont nécessaires, l'échelle de fonctionnement doit être suffisante pour les justifier.

La figure 8 montre l'effet sur le coût de production de la taille de l'usine et du coefficient d'utilisation de la capacité. Si ce dernier reste compris entre 80 et 100 %, cela a assez peu d'importance, mais s'il tombe à 60 %, l'effet est plus sérieux, surtout pour les petites usines. Ici encore, si l'usine d'acide phosphorique est un élément clé d'un complexe, l'influence sur le coût du produit final sera plus prononcée.

Comme il a été dit plus haut, le coût de l'acide sulfurique et du phosphate naturel constitue un pourcentage important du coût total de

production. Pour montrer quelles combinaisons de ces deux coûts peuvent permettre un fonctionnement rentable, on a procédé à des calculs pour les conditions suivantes :

Capacité de l'usine :	600 t/j de P ₂ O ₅
Utilisation de la capacité :	90 %
Coûts autres que le phosphate et l'acide	48,62 dollars/t de P ₂ O ₅
Rendement annuel de l'investissement	10 % du coût de l'usine (17,84 dollars/t de P ₂ O ₅)
Prix de vente de l'acide phosphorique	200, 250 et 300 dollars/t de P ₂ O ₅

La figure 9 montre le résultat de ces calculs.

Si l'acide phosphorique est vendu 200 dollars par tonne d'anhydride phosphorique, soit à peu près le cours mondial actuel, le coût total du phosphate et de l'acide sulfurique ne doit pas dépasser 131,54 dollars/t de P₂O₅. On peut y arriver avec du phosphate à 10 dollars la tonne et de l'acide sulfurique à 36 dollars. Il faudrait donc

Figure 8. Influence de l'échelle et du pourcentage d'utilisation de la capacité sur le coût d'exploitation d'usines d'acide phosphorique

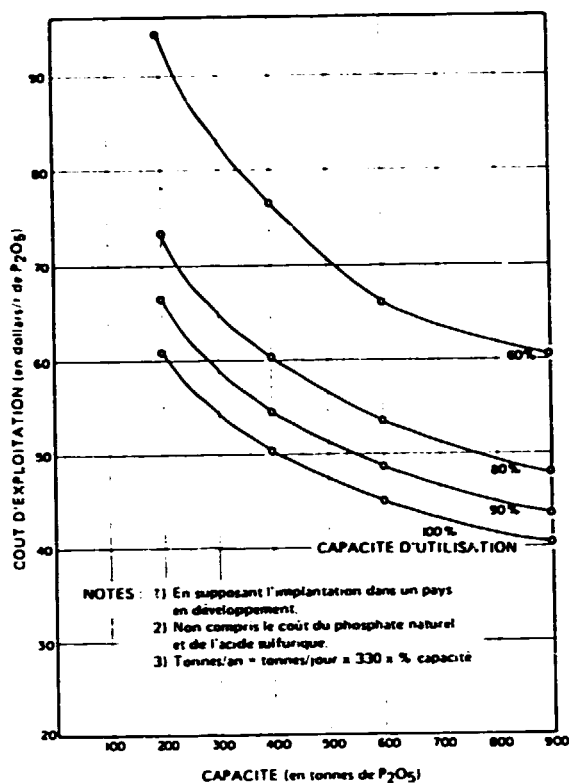
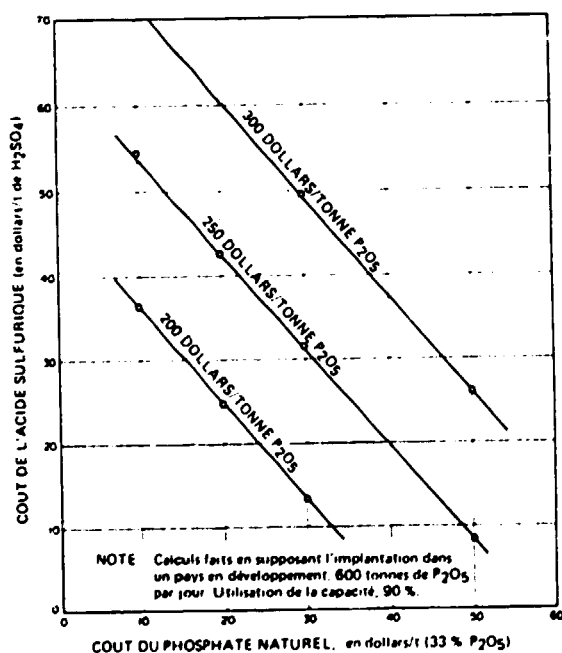


Figure 9. Influence du prix de vente de l'acide phosphorique sur les coûts admissibles pour le phosphate naturel et pour l'acide sulfurique



une combinaison exceptionnellement favorable pour être concurrentiel sur le marché mondial aux cours actuels (1978). Nous parlerons plus loin des coûts supplémentaires qu'exige l'expédition outre-mer.

Cependant, si l'acide phosphorique sert à fabriquer des engrais à utiliser dans le pays, il entre en concurrence avec l'acide importé, dont le coût franco peut, dans de nombreux endroits, atteindre 250 dollars la tonne. Dans ces conditions, la rentabilité est possible avec le phosphate et l'acide à environ 30 dollars/tonne chacun ou avec le phosphate à 20 dollars et l'acide à 42 dollars.

Si, comme c'est probable, il y a hausse du cours mondial, ou si l'usine se trouve dans une zone où l'importation d'acide phosphorique serait exceptionnellement coûteuse, un prix à l'usine de 300 dollars la tonne ou plus peut être réaliste. Dans ce cas, des combinaisons telles que le phosphate à 20 dollars la tonne et l'acide à 61 pourraient être rentables.

Les calculs ci-dessus ne sont que des exemples; pour tout projet particulier, une étude technico-économique approfondie est nécessaire.

6. Expédition de l'acide phosphorique

Un fait relativement récent est l'expédition d'acide phosphorique vers d'autres endroits où il est transformé en phosphates ou en engrais composés. Des expéditions importantes se font à l'intérieur des Etats-Unis, surtout par fer, de producteurs de Floride, de Caroline du Nord et de Louisiane vers de petits fabricants produisant divers engrais composés, liquides ou solides, vendus dans leur voisinage. En Europe, il y a aussi d'importantes expéditions à l'intérieur d'un même pays ou d'un pays à un autre, en partie par fer, mais plus souvent par des caboteurs ou des péniches.

L'expédition outre-mer se développe rapidement; plusieurs fabricants ont construit ou construisent actuellement des usines dont la production est surtout destinée à être exportée. Les principaux pays exportateurs sont le Mexique, le Maroc, les Etats-Unis, l'Espagne, la France, la Tunisie, l'Afrique du Sud et Israël, l'Inde, le Brésil, la Colombie, plusieurs pays d'Europe et le Japon sont importateurs. Les expéditions à l'étranger ont dépassé un million de tonnes de P₂O₅ en 1976 et on prévoit un nouvel accroissement en 1977 parce que de grandes usines sont en cours de mise en service en Afrique du Sud et au Maroc; leur production est destinée à l'exportation [17]. On a estimé les échanges mondiaux pour 1977 à 1,5 million de tonnes d'anhydride phosphorique, soit 42 % de plus que l'année précédente [18].

Jusqu'ici, l'acide à 54 % de P₂O₅ a représenté la plus grande partie des expéditions à l'étranger, bien qu'on ait aussi exporté de l'acide "superphosphorique" à 69 à 72 %. On projette d'envoyer jusqu'à un million de t/an d'acide superphosphorique de Jacksonville (Floride, États-Unis) aux ports soviétiques d'Odessa sur la mer Noire et de Ventspils sur la Baltique. L'expédition sous forme d'acide phosphorique a l'avantage de la souplesse de l'utilisation, du chargement et du déchargement rapide des navires et de la concentration élevée. L'acide phosphorique peut servir à fabriquer tout engrais phosphaté ou composé pour satisfaire les besoins locaux, tandis que le TSP et les phosphates d'ammonium sont d'une utilisation moins souple.

Si l'on compare à l'importation des matières premières, pour pouvoir disposer à l'arrivée d'une tonne de P₂O₅ sous forme d'acide phosphorique, il faut expédier soit 1,85 tonne d'acide à 54 %, soit 1,43 tonne d'acide à 70 %, contre environ 4,3 tonnes de matières premières (3,3 tonnes de phosphate naturel et environ une tonne de soufre) dans le cas de la production sur place.

La rapidité du chargement et du déchargement diminue les coûts en économisant la main-d'œuvre ainsi qu'en réduisant la durée de séjour dans les ports et, par conséquent, la congestion de ceux-ci. De plus, la manutention de l'acide phosphorique, ou de tout engrais liquide, ne soulève pas de poussière, ce qui réduit la pollution de l'atmosphère et les pertes.

Les inconvénients sont la nécessité de navires spécialement équipés et de terminaux spéciaux munis de pompes et de réservoirs de stockage, tant au point de départ qu'au point d'arrivée. De plus, la nécessité d'un traitement ultérieur par l'importateur réduit le marché aux pays qui ont une demande suffisante pour justifier la construction des installations nécessaires.

L'acide phosphorique destiné à l'expédition doit être relativement exempt de solides pouvant former des boues, de préférence moins de 1 %. Pour satisfaire cette condition, il faut d'ordinaire clarifier l'acide, comme il a été exposé plus haut. La quantité de boue dépend de la composition du phosphate naturel et du procédé employé pour fabriquer l'acide phosphorique; dans certains cas, aucune clarification n'est nécessaire.

Beaucoup de produits chimiques liquides autres que l'acide phosphorique sont expédiés en vrac et de nombreux navires sont munis de réservoirs revêtus intérieurement d'acier inoxydable, de caoutchouc ou d'autres matériaux résistants à l'acide; ils peuvent transporter l'acide phosphorique et divers autres produits chimiques. En outre, plusieurs navires ont été construits spécialement pour le transport de l'acide phosphorique et d'autres sont en construction. Pour

l'expédition à longue distance, on préfère les gros navires; plusieurs d'entre eux, d'une capacité comprise entre 20 000 et 24 000 tonnes, ont été construits récemment. Un au moins, de 38 000 tonnes, est en service [3].

Il est clair que la capacité de stockage aux terminaux doit être au moins égale au volume de l'expédition la plus importante, bien que les navires puissent charger et décharger à plus d'un terminal. A Morehead City (Caroline du Nord), on vient d'achever la construction d'un terminal d'une capacité de stockage de 22 000 tonnes; il a coûté 2,6 millions de dollars [19]. Un autre, en Floride, d'une capacité de 30 000 tonnes, a coûté 3 millions de dollars. En 1973, on a estimé à 1,23 millions de dollars le coût d'une installation de 30 000 tonnes [20]. D'après l'indice du coût de construction des usines chimiques, Chemical Engineering Plant Construction Index (CEPCI), ce coût a augmenté depuis 1973 d'environ 40 %. En 1976, une enquête mondiale a montré qu'il existait, pour l'expédition et/ou la réception d'acide phosphorique, 46 terminaux en service ou en construction [19]. Une enquête plus récente, publiée par l'ISMA en août 1978, énumère 82 terminaux maritimes d'une capacité totale de stockage d'environ 1,5 million de tonnes. D'après un autre rapport de l'ISMA, il existe 128 navires pouvant transporter l'acide phosphorique (ou d'autres liquides corrosifs), d'un port en lourd variant de 500 à plus de 30 000 tonnes. Le tableau ci-dessous donne le nombre de navires pour les différentes catégories de capacité :

Capacité de port en lourd	Nombre de navires
950- 2 000	13
2 001- 5 000	38
5 001-10 000	35
10 001-20 000	9
20 001-30 000	25
Plus de 30 000	8
	128

Pour le revêtement des réservoirs de stockage, on emploie couramment le caoutchouc, bien que l'on puisse aussi utiliser l'acier inoxydable. Dans certains cas, on stocke dans des bassins revêtus intérieurement d'une couche épaisse de caoutchouc ou de matière plastique reposant sur du gravier; un puisard permet de détecter toute fuite éventuelle; l'acide est alors envoyé à un autre bassin. Une installation de ce genre, près de Tampa, compte quatre bassins d'une capacité totale de 11 000 tonnes [19]. Des toits gonflables en plastique protègent les bassins de la pluie et des autres sources de contamination. Dans la plupart des réservoirs, on peut agiter l'acide de temps à autre pour éviter le dépôt de matières solides.

Le coût de fonctionnement d'un terminal dépend surtout du débit. Si l'on admet qu'un terminal pouvant stocker 30 000 tonnes coûte

3 millions de dollars, les coûts de fonctionnement annuel sont estimés comme suit :

	<i>En dollars</i>
Amortissement en 15 ans	200 000
Entretien, 5 %	150 000
Main-d'œuvre et frais généraux	30 000
Total	380 000

Pour un débit annuel de 100 000 tonnes d'anhydride phosphorique (185 000 tonnes d'acide à 54 %), le coût d'exploitation serait de 3,80 dollars par tonne de P_2O_5 ; il faut y ajouter l'intérêt et/ou le rendement du capital fixe et du fonds de roulement. Si l'on admet que les réservoirs sont en moyenne à moitié pleins et que l'acide vaut 200 dollars la tonne, le fonds de roulement est de $15\ 000 \times 0,54 \times 200 = 1,62$ million de dollars et le capital total de 4,62 millions. Si l'on prévoit un rendement de l'investissement de 14 %, le coût serait d'environ 6,45 dollars par tonne d'anhydride phosphorique, soit un coût total de 10,25 dollars. Dans le cas d'acide superphosphorique à 70 %, il faudrait multiplier ce coût par 54 et le diviser par 70, ce qui donne 7,91 dollars par tonne de P_2O_5 . Pour un terminal de réception, le coût serait analogue.

Il est difficile de comparer le cas de l'acide phosphorique à celui des produits solides tels que le superphosphate triple (TSP) ou le phosphate monoammonique (MAP). On a estimé le coût des installations de stockage, pour la même quantité de matières solides (30 000 tonnes), à environ 40 % du coût pour l'acide phosphorique [20], mais il serait nécessaire d'investir des sommes importantes en machines pour enlever les solides en vrac de l'installation de stockage et les transporter jusqu'à un navire, et ce matériel exigerait une main-d'œuvre nombreuse, tandis que, pour l'acide phosphorique, les coûts de chargement et de déchargement sont négligeables. Dans le cas d'un pays en développement, qui peut être mal équipé en machines, le total des coûts de déchargement et de stockage au port pourrait fort bien être plus élevé pour les produits solides. Dans l'ensemble, il semble probable que les coûts globaux de stockage et de manutention au terminal peuvent être à peu près les mêmes pour l'acide phosphorique que pour les solides en vrac.

Les frets maritimes pour l'acide phosphorique ne sont pas publiés. Les quantités importantes sont transportées, en vertu de contrats à long terme, dans des navires conçus spécialement. Les solides en vrac sont souvent transportés par des tramps; les frets varient beaucoup suivant l'offre et la demande; il est raisonnable de supposer qu'ils seraient plus élevés pour l'acide phosphorique, à cause de la construction spéciale nécessaire. Une étude de 1973 supposait que le coût serait supérieur de 40 % pour de courtes distances (Afrique du Nord à Europe du Nord), de 25 %

pour de longues distances (Etats-Unis à l'Inde), mais, à cette époque, peu de navires étaient équipés pour le transport de l'acide phosphorique; aujourd'hui qu'ils sont beaucoup plus nombreux, la différence pourrait fort bien être plus faible.

7. Utilisation du gypse obtenu comme sous-produit

Dans la fabrication d'acide phosphorique par voie humide, on obtient, par tonne de P_2O_5 , 4,5 à 5,0 tonnes (poids à sec) de gypse. Le phosphogypse contient au moins 20 % en poids d'humidité libre. L'évacuation de ce produit considéré comme un déchet est exposée dans le chapitre XXIII; nous nous bornerons ici à passer brièvement en revue les modes d'utilisation. Les principaux sont :

1. Fabriquer du sulfate d'ammonium en faisant réagir sur le gypse de l'ammoniac et du dioxyde de carbone (voir chapitre VIII).
2. Fabriquer du ciment et de l'acide sulfurique en chauffant le gypse avec du coke et de l'argile (voir chapitre XII).
3. Fabriquer du plâtre, des panneaux de plâtre ou des blocs comprimés coulés pour l'industrie du bâtiment.
4. Utiliser dans le ciment comme retardateur de prise.
5. Utiliser comme charge dans les engrais.
6. Appliquer directement aux terres cultivées lorsque c'est nécessaire.

Utilisation pour les matériaux de construction

Le plâtre est principalement formé de gypse qui a été déshydraté pour donner l'hémihydrate ($CaSO_4 \cdot 1/2H_2O$) dans des conditions régulées avec soin de façon que, mélangé à l'eau, il se réhydrate rapidement. Le gypse déshydraté est d'ordinaire moulu finement et quelquefois mélangé avec une charge avant utilisation. Pour cet usage, le phosphogypse doit être purifié; le degré de purification dépend de la quantité et de la nature des impuretés et de l'utilisation ultérieure du plâtre.

Lorsqu'on emploie le plâtre comme enduit de murs intérieurs, on désire souvent un blanc brillant. Les impuretés organiques provenant de certains phosphates naturels peuvent avoir pour effet une coloration foncée indésirable. Dans certains cas, on peut purifier suffisamment le phosphogypse en le remettant en bouillie dans l'eau et en envoyant cette bouillie dans un hydrocyclone; on élimine ainsi les particules les plus fines dont la teneur en impuretés est plus élevée.

Quand le gypse est suffisamment pur, un simple lavage enlevant l'acide résiduel peut suffire.

Les dernières traces d'acide peuvent être neutralisées avec de la chaux et l'eau de lavage filtrée.

Pour la production de panneaux de revêtement, une prise rapide est particulièrement nécessaire et un phosphogypse à teneur élevée en P_2O_5 ne convient pas. Le gypse obtenu par le procédé à l'hémihydrate-dihydrate a d'ordinaire une teneur en anhydride phosphorique insoluble suffisamment faible.

Le phosphogypse peut contenir des radionuclides provenant du phosphate naturel; dans certains cas, ces impuretés peuvent avoir pour effet un niveau de rayonnement assez élevé pour justifier une certaine préoccupation au sujet des logements où ce produit a été utilisé dans la construction.

En dehors des impuretés, le principal inconvénient du phosphogypse en tant qu'enduit est sa teneur élevée en humidité, qui entraîne un séchage coûteux. Pour cette raison, on a assez peu utilisé le phosphogypse pour les matériaux de construction dans les pays où le gypse naturel est abondant. Au Japon, où il n'existe aucun gisement de gypse, on emploie depuis longtemps le phosphogypse comme additif pour les enduits et le ciment. Plus récemment, le coût de plus en plus grand de méthodes d'évacuation acceptables du point de vue écologique a conduit certains pays d'Europe à entreprendre cette utilisation.

La documentation publiée sur la fabrication d'enduits à partir du phosphogypse est volumineuse et, dans le présent manuel, nous ne pouvons que passer très brièvement en revue les nombreux procédés utilisés ou en cours de mise au point. Une étude plus détaillée a été publiée dans une série de quatre articles de *Phosphorus and Potassium*, intitulée "Getting Rid of Phosphogypsum"; les deux derniers décrivent des procédés de fabrication d'enduits [21]. En général, ces procédés consistent en : 1) purification du phosphogypse et, dans certains cas, neutralisation de l'acidité par addition de produits tels que la chaux; 2) traitement thermique pour transformer le gypse en hémihydrate, en anhydrite ou en un mélange des deux; 3) préparation pour le marché, qui peut comprendre une mouture ou une agglomération et, dans certains cas, un séchage.

L'hémihydrate existe sous deux formes cristallines. La forme alpha se produit lorsqu'on chauffe du phosphogypse humide sous pression vers 130 à 160 °C. La forme bêta s'obtient en séchant et chauffant vers 140 °C, dans des conditions régulées. Les deux formes peuvent servir pour la fabrication d'enduits, mais la forme alpha donne des produits plus denses et plus durs. La plupart des procédés de chauffage ont tendance à donner un mélange d'hémihydrate bêta et d'anhydrite, mais ces mélanges sont acceptables pour

la plupart des utilisations des enduits et peuvent même, dans certains cas, être préférables.

Le procédé C & F Chemie a été décrit par Neveu [22]; il est utilisé en France dans une usine d'une capacité de 130 000 t/an, principalement pour la fabrication de panneaux de revêtement. Le phosphogypse, mis en suspension, est criblé pour éliminer les grosses particules telles que celles de quartz, lavé pour enlever les impuretés solubles et les impuretés organiques, neutralisé par de l'eau de chaux et déshydraté par filtration. Il est ensuite séché et chauffé par de l'air chaud dans une série de trois cyclones, puis moulu finement.

Le procédé Rhône-Poulenc est utilisé dans deux usines françaises d'une capacité totale d'environ 300 000 t/an; d'autres usines sont en construction en Roumanie et au Brésil. Les méthodes de purification dépendent des caractéristiques du phosphogypse; le traitement minimal comprend la séparation des grosses particules, un lavage pour éliminer les impuretés solubles, une neutralisation par la chaux et une déshydratation par filtrage ou centrifugation. Pour un phosphogypse plus impur, on peut recourir à des lavages répétés avec élimination du dépôt solide ou à la flottation. Le phosphogypse purifié est séché et grillé en un ou deux stades. Un avantage des deux stades est qu'on peut enlever, après le premier stade (séchage), une partie du phosphogypse, utilisable comme additif pour le ciment. On peut griller dans un four à chauffage direct ou dans un lit fluidisé chauffé à l'air chaud.

Les procédés Knauf sont proposés par une société de la République fédérale d'Allemagne, Gebrüder Knauf Westdeutsche Gipswerke. Trois procédés différents sont utilisés dans deux usines allemandes et une usine belge, d'une capacité totale de près d'un million de tonnes de divers produits, dont des blocs de gypse pour cloisons. Les différences entre les trois procédés portent surtout sur le degré de purification. Par exemple, dans l'un des procédés, on reçoit de l'hémihydrate fourni par le procédé de Central Prayon, qui est déjà très pur. La purification est simplifiée par l'emploi d'additifs qui précipitent les phosphates sous une forme inerte. Cette réaction est lente et se fait dans un silo après déshydratation partielle du dihydrate. Une caractéristique inhabituelle est que les produits destinés au bâtiment sont granulés dans un granulateur à bac de façon qu'on ait un refus d'au moins 20 % au tamis à mailles de 0,2 mm; après déshydratation partielle, on ajoute une petite quantité d'eau pour réhydrater une partie de l'hémihydrate. Cette granulométrie est préférée pour l'industrie du bâtiment.

Le procédé CERPHOS⁴ est employé au Sénégal dans une usine de 30 000 t/an. Il semble très

⁴Centre d'études et de recherches des phosphates minéraux.

analogue au procédé de C & F Chemie, sauf que la purification du phosphogypse est plus poussée : criblage en suspension, flottation, deux lavages et addition de carbonate de calcium. Le produit est séché par de l'air chaud dans un sécheur éclair et grillé dans un four à chauffage indirect.

Le procédé ICI a été employé dans deux grandes usines anglaises, qui ont été fermées à cause de difficultés dues à la composition variable du phosphate naturel. On utilisait des méthodes classiques de lavage et de neutralisation pour purifier le phosphogypse, qui était ensuite grillé pour obtenir le bêta hémihydrate. Cette société a mis au point un procédé de déshydratation en phase liquide fournissant l'hémihydrate alpha, mais il n'est pas encore utilisé.

FCI (Inde) et Allied Chemical (Etats-Unis) ont mis au point d'autres procédés qui, à notre connaissance, n'ont pas été employés dans l'industrie. Le second de ces procédés est spécialement destiné à la fabrication de panneaux de revêtement; il comprend, chose inhabituelle, une neutralisation du phosphogypse par l'ammoniac. Les procédés utilisés au Japon pour la fabrication d'enduits sont influencés par le fait qu'on fabrique surtout l'acide phosphorique par le procédé à l'hémihydrate-dihydrate qui fournit un gypse exceptionnellement pur, ce qui permet de simplifier le stade de purification.

Le bref résumé ci-dessus montre que les procédés par voie sèche de fabrication de plâtre et de produits qui en dérivent par l'intermédiaire du bêta hémihydrate peuvent varier beaucoup suivant la teneur en impuretés du phosphogypse qui, à son tour, dépend de la composition du phosphate naturel et du procédé employé pour le transformer en acide phosphorique. La tendance générale à l'utilisation de phosphates de faible teneur aura sans doute pour effet des procédés de purification du phosphogypse plus complexes. Cette purification est source de pertes importantes, pouvant atteindre 30 %.

Pour ces raisons, les quantités de matériaux utilisées varient beaucoup. Les chiffres moyens ci-dessous, concernant le procédé Rhône-Poulenc, peuvent servir d'exemple [21].

	Quantité nécessaire par tonne de plâtre
Phosphogypse	1 500 kg
Eau	3 m ³
Chaux	5-10 kg
Fuel	45 kg
Electricité	50 kWh

Le seul procédé commercial connu pour la production d'hémihydrate alpha à partir du phosphogypse est le procédé Giuliani, mis au point en République fédérale d'Allemagne [23], utilisé dans deux usines de ce pays, une usine irlandaise et une, en cours de construction, en Russie. Comme il a été dit plus haut, l'hémihydrate alpha se forme

par déshydratation en autoclave du gypse en solution aqueuse.

Pour le procédé Giuliani, comme pour les autres, le stade de purification dépend de la teneur en impuretés du phosphogypse et de la nature du produit à obtenir; il recourt au lavage et/ou à la flottation. Après purification, le gypse est pompé, sous forme de bouillie, dans un autoclave; la température est de 120 °C et le pH de 1 à 3. La température est maintenue par injection de vapeur. La déshydratation et la recristallisation se produisent dans l'autoclave; les impuretés (surtout des phosphates) se dissolvent dans la phase liquide. La taille et la forme des cristaux d'alpha hémihydrate formés dans l'autoclave sont importantes; elles sont régularisées par l'emploi d'additifs. La bouillie est enlevée de l'autoclave de façon continue et envoyée à un filtre où les cristaux sont lavés et leur teneur en humidité ramenée à 10 à 20 %. Le filtrat contient une quantité appréciable d'anhydride phosphorique et peut être renvoyé à l'usine d'acide phosphorique. Le traitement des cristaux humides venant du filtre dépend du produit final désiré. Les blocs coulés destinés à la construction sont obtenus en ajoutant une quantité régulée d'eau au gâteau de filtre et en versant la bouillie dans des moules où elle se solidifie. L'hémihydrate se réhydratant pour donner du dihydrate. Si l'on désire un produit pulvérulent, les cristaux doivent être séchés et moulus, après quoi la poudre peut être stockée en vue d'utilisation pour fabriquer des panneaux de revêtement ou divers autres produits.

Les principales consommations par tonne d'hémihydrate alpha sont :

Vapeur sous faible pression	0,4-0,6 tonne
Eau chaude (90 °C)	0,5 m ³
Eau brute	2,0 m ³
Electricité	25 kWh

Si l'on désire un produit sec, il faut en plus 10 kWh d'électricité et 200 000 kcal de combustible par tonne de produit.

Le nouveau procédé de l'ICI, qui n'a pas encore été utilisé à l'échelle commerciale, est, dans l'ensemble, analogue au procédé Giuliani, mais il emploie deux autoclaves en série fonctionnant à 150 °C et les cristaux produits sont séparés de la phase liquide par centrifugation. Comme dans le procédé Giuliani, on emploie des additifs pour réguler la taille et la forme des cristaux.

Utilisation comme additif pour le ciment

Le ciment Portland contient d'ordinaire environ 5 % de gypse, ajouté pour réguler (retarder) la prise. Pour cet usage, le P₂O₅, ayant cristallisé avec le gypse et les composés fluorés sont indésirables, mais on affirme que le sous-produit d'un procédé à l'hémihydrate convient [24]. On a

également décrit un procédé de traitement du phosphogypse provenant des procédés au dihydrate pour permettre son emploi comme additif (et pour d'autres usages) [25]. Il consiste à chauffer le phosphogypse jusqu'à obtention de l'hémihydrate, puis à le réhydrater par addition d'eau de chaux, Ca(OH)_2 . La recristallisation au cours de la déshydratation provoque le départ du P_2O_5 ; ce P_2O_5 et les composés fluorés sont transformés par la chaux en formes inertes. Le procédé exige, par tonne de gypse traité :

Chaux vive (CaO)	55 kg
Fuel	45 litres
Electricité	15 kWh

Dans une variante de ce procédé, la chaux peut être ajoutée au gypse avant cuisson, ce qui supprime le dégagement de fluor pendant celle-ci. Le produit peut être granulé au cours de la réhydratation, pour en faciliter la manipulation. En général, tous les procédés ci-dessus de fabrication de produits dérivés du plâtre peuvent permettre de fabriquer du gypse pouvant servir d'additif pour le ciment, en ajoutant un stade de réhydratation.

Utilisation dans les engrais composés

De petites quantités de phosphogypse sont utilisées comme charge ou comme additif dans les engrais composés. On ajoute quelquefois du gypse cuit pour faciliter la granulation ou pour accroître la résistance des granules à la compression. Dans d'autres cas, le but peut être de fournir du soufre pour des raisons d'ordre agronomique. Dans certains pays, le gypse granulé est disponible pour utilisation dans les mélanges en vrac.

Application directe aux terres cultivées

Le gypse est utilisé en assez grande quantité pour lutter contre la salinité ou l'alcalinité de certains sols ou pour remettre en valeur des sols qui ont été inondés par l'eau de mer. Les sols argileux tendent à fixer le sodium de l'eau salée; l'emploi du gypse remplace le sodium par du calcium. Le gypse est aussi une bonne source de soufre pour les sols qui en manquent.

Le calcium soluble contenu dans le gypse est utile pour certaines cultures, telles que celle de l'arachide. Le phosphogypse humide est difficile à manipuler et à appliquer; le coût du séchage est un inconvénient sur le plan économique, ce qui conduit souvent à préférer le gypse naturel. Dans les pays à climat sec, le phosphogypse peut être séché au soleil en plein air. Il suffit de ramener le taux d'humidité à environ 6% pour assurer la fluidité.

Malgré les nombreux emplois énumérés ci-dessus, dans l'ensemble du monde, on n'utilise en fait qu'un faible pourcentage du phosphogypse;

dans la plupart des cas, il semble plus rentable de l'évacuer dans des bassins, dans des décharges terrestres ou dans la mer.

8. Utilisation du fluor

Dans le procédé au dihydrate, une faible proportion seulement du fluor contenu dans le phosphate naturel est volatilisée pendant la digestion et la filtration; 15 à 75% sont retenus dans le gypse (le pourcentage dépend surtout de la composition du phosphate) et la plus grande partie du reste passe dans l'acide filtré [26]. Les deux tiers environ du fluor de l'acide filtré se volatilisent quand celui-ci est amené à une concentration en anhydride phosphorique de 50 à 54%. Habituellement, environ 50 kg de fluor se volatilisent par tonne d'anhydride phosphorique, en général sous forme de SiF_4 et/ou d' HF . La collecte de ce fluor pour éviter la pollution de l'atmosphère est étudiée dans le chapitre XXIII.

De nombreux procédés ont été proposés et mis au point expérimentalement pour récupérer des composés fluorés vendables; certains d'entre eux sont utilisés à l'échelle industrielle, mais ce serait sortir du cadre du présent manuel que de les décrire tous.

Le fluor est d'ordinaire récupéré sous forme d'une solution aqueuse d'acide fluosilicique H_2SiF_6 , dont la concentration peut atteindre 20 à 25%. Dans certains pays, cet acide est utilisé directement pour la fluoration de l'eau potable des réseaux de distribution, afin d'éviter la carie dentaire. L'acide est envoyé à diverses municipalités dans des wagons-citernes revêtus intérieurement de caoutchouc. Des sels de l'acide fluosilicique, tels que les fluosilicates de sodium, de potassium et d'ammonium, ont diverses utilisations et il est facile de les fabriquer à partir de l'acide. Le fluosilicate de sodium est aussi utilisé pour la fluoration de l'eau potable, mais on préfère en général l'acide fluosilicique.

On a mis au point des procédés de fabrication du fluorure d'aluminium (AlF_3) et de la cryolite (Na_3AlF_6) à partir de l'acide fluosilicique; ces composés sont utilisés en grande quantité par l'industrie de l'aluminium, mais pour cet usage, ils doivent être très purs et, en particulier, les teneurs en silicium et en phosphore doivent être très faibles, ce qui complique leur obtention à partir des sous-produits de l'industrie des phosphates. On peut fabriquer du fluorure de calcium et l'utiliser à la place du spath fluor naturel pour obtenir de l'acide fluorhydrique (HF), qui est la matière première de base pour la fabrication de nombreux composés fluorés organiques et inorganiques et qui est aussi employé en métallurgie [25].

En général, la rentabilité de la fabrication, à partir de l'acide fluosilicique obtenu comme sous-produit, de composés fluorés de la qualité requise par l'industrie chimique est minime ou même négative pour les petites usines, mais, pour les grandes elle peut être appréciable. Quand plusieurs usines d'acide phosphorique sont assez proches l'une de l'autre pour que l'expédition soit rentable, l'acide fluosilicique brut obtenu par les différentes usines peut être envoyé à un point central pour servir à fabriquer des composés fluorés raffinés. Pour plus de détails sur l'utilisation du fluor, voir la référence [26].

9. Purification de l'acide phosphorique

Pour la plupart des fabrications d'engrais, la purification de l'acide phosphorique obtenu par voie humide n'est pas nécessaire, mais deux utilisations courantes peuvent exiger une purification partielle :

1. L'acide "qualité marchande", expédié par fer ou par eau, qui est souvent stocké aux terminaux d'expédition et de réception, doit être suffisamment purifié pour réduire au minimum la formation d'une boue de précipités insolubles pendant l'expédition et le stockage.
2. L'acide phosphorique devant servir à fabriquer des engrais liquides, tels qu'une solution de polysphosphate d'ammonium, exige parfois une purification partielle pour éviter la formation de précipités pendant la réaction avec l'ammoniac ou pendant le stockage ultérieur de la solution ainsi obtenue.

Bien que le polyphosphate d'ammonium chélate la plus grande partie des impuretés courantes, il se forme un précipité si certaines d'entre elles, en particulier le magnésium et les matières organiques, sont présentes en trop grandes quantités. Les acides superphosphoriques ne forment d'ordinaire pas de boue, mais on a constaté dans certains cas que cela arrivait en présence de magnésium ou de titane.

Dans la plupart des cas, la boue contient surtout le composé $(Fe,Al)_2KFe_4(PO_4)_6 \cdot 4H_2O$, qui précipite lentement, en plusieurs semaines; il faut donc de longues périodes de stockage pour assurer que la précipitation soit presque terminée. Les méthodes de clarification de l'acide qualité marchande ont déjà été exposées dans le présent chapitre. Une méthode récente pour "stabiliser" l'acide est de le concentrer jusqu'à une teneur en anhydride phosphorique de 40% (pour laquelle la solubilité des impuretés est minimale), à le traiter par des moyens non publiés, puis à le concentrer à nouveau jusqu'à une teneur de 60%. Cette

méthode permettrait d'éviter la formation ultérieure de boue.

Plusieurs méthodes d'extraction par solvants ont été publiées et certaines sont utilisées dans l'industrie. Elles ont été passées en revue dans des publications récentes [28, 29]. D'ordinaire, elles consistent à séparer l'acide phosphorique en deux fractions, l'une plus pure, l'autre moins, contenant la plus grande partie des impuretés. La première peut servir à fabriquer des engrais composés, la seconde sert pour le TSP ou le MAP. Un procédé, mis au point par Garret Research, fait exception : on extrait sélectivement le magnésium et le calcium au moyen d'une solution d'acide sulfonique dans le kérosène [28]. Le but est de purifier l'acide obtenu à partir d'un phosphate à faible teneur; on récupère 94 à 97% de l'anhydride phosphorique sous forme d'acide partiellement purifié.

On a mis au point des méthodes d'élimination des matières organiques par floculation ou par copolymérisation au cours de la digestion [29]. La matière charbonneuse agglomérée est enlevée en même temps que le gâteau de filtre à gypse. De nombreuses autres méthodes sont à l'étude; pour plus de détails, voir les références [28, 29 et 30]. Améliorer les méthodes de purification de l'acide pourrait permettre de traiter des phosphates de qualité inférieure, aujourd'hui inutilisables à cause de leur haute teneur en impuretés.

C. Production de l'acide phosphorique au moyen d'acides autres que l'acide sulfurique

On peut obtenir l'acide phosphorique en dissolvant le phosphate naturel par plusieurs acides organiques et inorganiques. L'emploi de l'acide nitrique est étudié dans le chapitre XV (nitrophosphates). Les procédés commerciaux de fabrication de nitrophosphates fournissent un acide phosphorique contenant des nitrates, qui est donc utilisé dans la fabrication d'engrais composés NP ou NPK. Il est techniquement possible d'obtenir de l'acide phosphorique presque exempt de calcium et de nitrates par séparation au moyen de solvants. L'un de ces procédés, utilisant l'alcool amylique tertiaire comme solvant, a été mis au point en Finlande et décrit par Lounamaa [31] mais on n'en a signalé aucune utilisation dans l'industrie.

Plusieurs procédés utilisant l'acide chlorhydrique ont été mis au point ou brevetés, mais seul celui de l'IMI a été employé commercialement; il a été exposé dans une publication de l'ONU/DI [32], dont nous donnons ci-dessous un résumé. Les principaux stades sont :

1. Attaque du phosphate naturel par l'acide chlorhydrique, ce qui fournit une solution

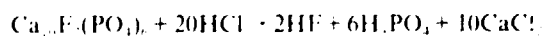
- aqueuse de chlorure de calcium et d'acide phosphorique.
- Contact liquide-liquide au cours de plusieurs stades d'extraction par solvant, de façon à obtenir une solution d'acide phosphorique à peu près pure.
 - Concentration de l'acide pour obtenir une solution à 95 % (69 % P_2O_5).

Les matières premières et les réactifs utilisés sont :

- Phosphate naturel (n'importe quelle qualité commerciale). On récupère plus de 98 % du P_2O_5 .
- L'acide chlorhydrique servant à acidifier peut être utilisé sous forme de solution à 20 % ou plus, ou sous forme gazeuse en combinant l'absorption avec la réaction. Il est plus économique d'employer de l'acide concentré parce que la plus grande partie de l'eau doit être évaporée ultérieurement. La consommation d'HCl dépend de la composition du phosphate: pour le phosphate de Floride à 34 % de P_2O_5 , elle est d'environ 2 tonnes d'HCl (calculé à 100 %) par tonne de P_2O_5 .
- Solvant. On peut employer divers solvants pour l'extraction; on préfère l'alcool isoamylique technique, le butanol normal ou un mélange des deux. La consommation est de 4 kg/tonne de P_2O_5 .
- Eau de traitement.
- Réactifs auxiliaires. Suivant la nature du phosphate et la méthode employée pour séparer le résidu insoluble de la solution, de petites quantités d'auxiliaires de filtration ou d'agents flocculants peuvent être nécessaires.

1. Attaque et séparation mécanique du résidu insoluble

L'attaque du phosphate naturel est essentiellement la décomposition de la fluorapatite par HCl d'après l'équation :



Les autres composants solubles dans l'acide, tels que le carbonate de calcium, sont décomposés en même temps.

Le phosphate une fois dissous par l'acide chlorhydrique, le résidu insoluble, qui n'est qu'une faible proportion de la quantité employée, consiste surtout en silice, silicates, matières organiques insolubles, etc. On peut le séparer par filtration, suivie d'un lavage du gâteau, ou par sédimentation dans un épaisseur, suivie d'une décantation avec lavage à contre-courant du sédiment. Le choix de la méthode adéquate dépend de la nature

du résidu insoluble et de considérations économiques. La solution est envoyée au stade suivant.

La figure 10 donne un diagramme d'acheminement typique du procédé.

2. Contact liquide-liquide

Ce stade comprend plusieurs opérations : extraction, purification, lavage et strippage.

Extraction

On la réalise par contact à contre-courant entre la solution et le solvant choisi. L'acide phosphorique passe, de façon sélective, de la solution dans le solvant organique; on obtient en outre une saumure de chlorure de calcium contenant à peu près toutes les impuretés telles que le fluor et le fer.

Purification

Le solvant ayant servi à l'extraction, qui contient de petites quantités de Ca^{++} et d'autres impuretés, est purifié à nouveau par contact à contre-courant avec une phase aqueuse.

Lavage

L'acide de l'extrait purifié passe dans l'eau. Le solvant à la sortie de ce stade est pratiquement exempt d'acide.

Strippage

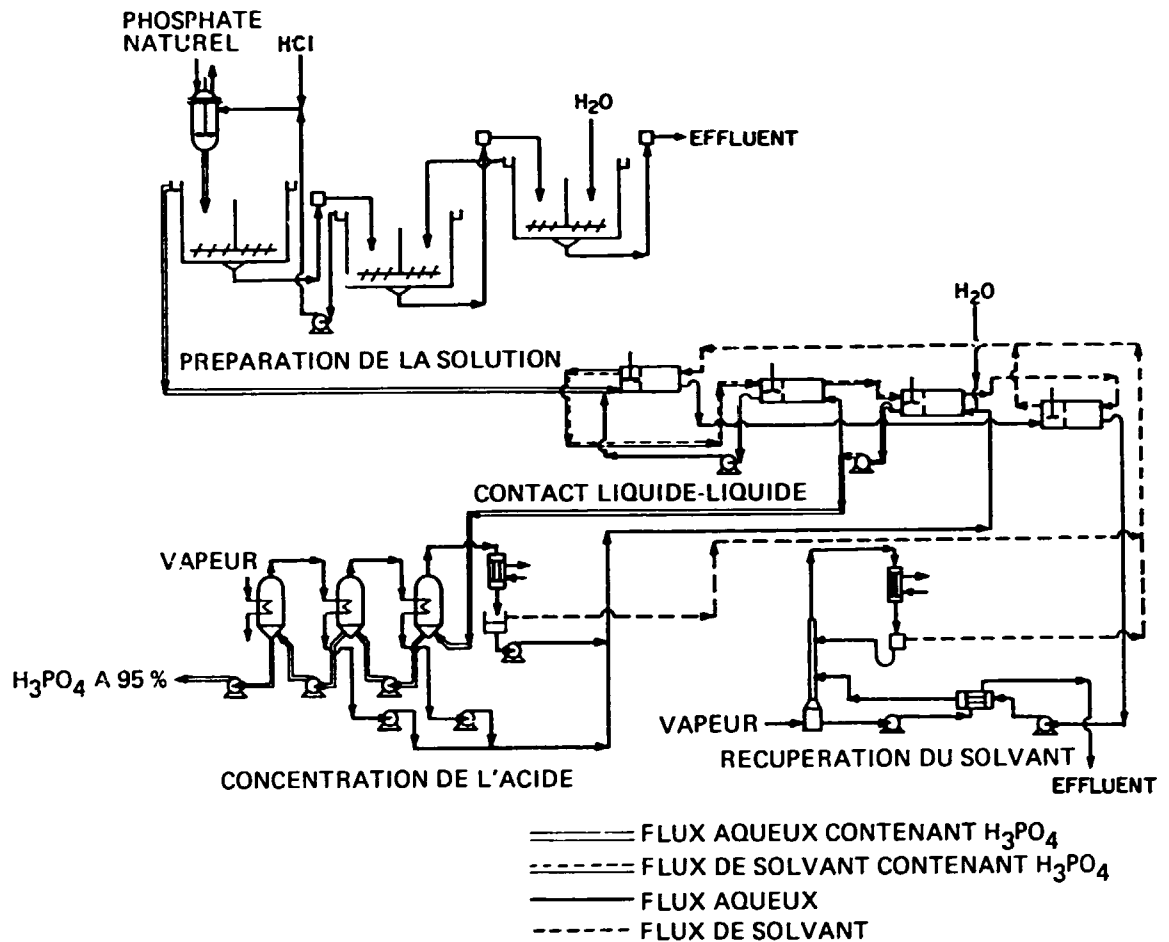
Le flux de solvant exempt d'acide extrait les acides résiduels présents dans la saumure de chlorure de calcium et est recyclé à l'extraction. La saumure épuisée est strippée par de la vapeur pour récupérer le solvant qui pourrait y être dissous.

3. Concentration de l'acide

À la sortie du lavage, les acides dilués sont une solution aqueuse d' H_3PO_4 , d'HCl et d'un peu de solvant dissous; on la concentre pour obtenir une solution à 95 % d'acide phosphorique, qui est le produit final. La séparation de l'acide phosphorique des autres composants de la solution est essentiellement une distillation; elle permet de récupérer complètement l'HCl et la petite quantité de solvant dissous dans la phase aqueuse au cours du lavage, l'un et l'autre circulant en circuit fermé.

Le principal problème de cette opération est l'économie de chaleur et l'on emploie pour cela un évaporateur à multiple effet. On consomme moins de 0,5 tonne de vapeur par tonne d'eau évaporée. L'absence complète de solides dissous dans la solution que l'on concentre permet de maintenir

Figure 10. Diagramme d'acheminement typique du procédé de l'IMI pour la fabrication d'acide phosphorique utilisant HCl



des coefficients de transmission de chaleur élevés. Tous les flux volatils du système sont recyclés dans les stades précédents du processus.

4. Récupération du solvant contenu dans la saumure de chlorure de calcium épuisée

La saumure résiduelle sortant du strippage contient une petite quantité de solvant dissous, qu'il est rentable de récupérer. Si l'on recourt à la rectification, les solvants utilisés forment un a/zéotrope avec l'eau, de sorte que le moyen le plus simple est le strippage à la vapeur. On réduit le coût de cette opération en récupérant la chaleur fournie par la saumure quittant le système. Le solvant récupéré est recyclé dans la section de contact liquide-liquide et la saumure est rejetée.

5. Matériaux

Ce procédé exige le recours à des matériaux résistant à l'acide et aussi au solvant, pour la

section de contact liquide-liquide et pour une partie des sections de concentration de l'acide et de récupération du solvant contenu dans la saumure.

Pour la dissolution et la séparation mécanique du résidu insoluble, le matériau le meilleur marché est l'acier revêtu de caoutchouc. Pour la section de contact liquide-liquide, le chlorure de polyvinyle est très satisfaisant. Dans les parties du système où la température est élevée, on peut employer du graphite imperméable pour les échangeurs de chaleur. On utilise aussi les résines thermodurcissables et l'acier revêtu.

6. Qualité de l'acide phosphorique à l'HCl

L'acide phosphorique obtenu par le procédé à l'HCl est bien plus pur que celui fourni par la voie humide et sa composition est analogue à celle de l'acide au four électrique (tableau 5). De légers ajustements du processus permettent d'obtenir de l'acide de qualité alimentaire. La composition de

TABLEAU 5. COMPARAISON DES COMPOSITIONS DE L'ACIDE PHOSPHORIQUE AU HCl ET DE L'ACIDE OBTENU PAR VOIE HUMIDE

	Acide phosphorique au HCl (pourcentages)	Acide obtenu par voie humide (pourcentages)
H ₂ PO ₄	95	69-77
P ₂ O ₅	69	50-56
Métaux lourds ^a	0,002-0,01	0,5-1,5
CaO	0,008-0,04	0,014-0,35
Fe ₂ O ₃	0,003-0,05	0,86-2,30
Al ₂ O ₃	Traces	0,3-2,45
Mg	Traces	0,0-0,8
H ₂ SO ₄	Traces	1,0-5,6
SiO ₂	Traces	0,04-0,10
F	Traces	0,25-1,10

^aCalculé en Pb.

l'acide obtenu par voie humide dépend de la nature du phosphate naturel, tandis que c'est presque l'inverse pour l'acide phosphorique à l'HCl.

7. Capital investi

L'investissement nécessaire pour une usine peut varier d'un emplacement à un autre. Dans le présent rapport, les estimations du coût aux limites des batteries supposent une implantation en Europe occidentale, une teneur en P₂O₅ du phosphate naturel de 33 à 34 % et l'emploi d'une solution aqueuse d'HCl à 30 %.

L'une des courbes de la figure 11 donne l'estimation du capital fixe total nécessaire (aux limites des batteries) en fonction de la capacité.

Actuellement (1978), les coûts en capital seraient au moins doubles de ceux de la figure 11. Cependant, à titre de comparaison, il est à remarquer que le coût en capital est plus élevé d'environ 35 % pour le procédé à l'HCl que pour le procédé classique par voie humide (H₂SO₄) lorsqu'on exclut la production de l'acide (chlorhydrique ou sulfurique).

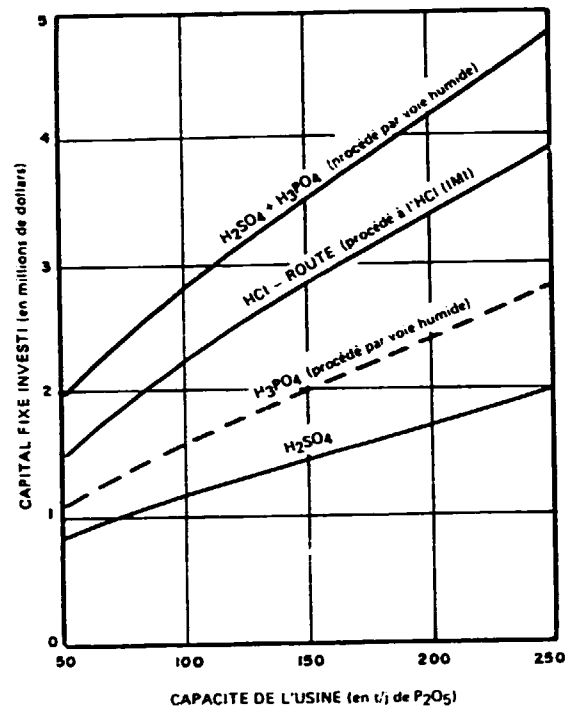
Si l'HCl était disponible comme sous-produit d'une autre fabrication, le coût en capital serait moindre que pour un procédé par voie humide comprenant une usine de production d'H₂SO₄. Toutefois, dans ce cas, l'importance des opérations serait limitée par la quantité d'HCl disponible comme sous-produit.

8. Fournitures nécessaires

On peut estimer les coûts d'exploitation à partir des fournitures nécessaires qui figurent dans le tableau 6 pour une usine d'une capacité de 100 t/j.

Outre les fournitures nécessaires données par le tableau 6, il faut tenir compte des frais

Figure 11. Coût, aux limites des batteries, d'usines d'acide phosphorique, procédé à l'HCl et procédés par voie humide (1969)



qu'entraîne l'évacuation de la saumure de chlorure de calcium. Si l'usine est sur le littoral, l'évacuation dans la mer peut être acceptable et économique; dans le cas contraire, cette évacuation peut être difficile et coûteuse.

Le procédé à l'HCl a certains inconvénients par rapport au procédé par voie humide. Il n'est économique que si l'on dispose d'HCl ou si l'on peut le fabriquer sans trop de frais. Le transport de cet acide en solution aqueuse à environ 33 % n'est possible que dans des pipelines ou des wagons revêtus intérieurement de caoutchouc, de chlorure de polyvinyle ou de substance analogues.

D'autre part, le procédé à l'HCl a certains avantages. L'acide produit ne contient aucune substance susceptible de former du tartre et sa composition et sa qualité sont pratiquement indépendantes de la nature du phosphate naturel employé. La production d'acide superphosphorique (70 à 72 % de P₂O₅) est facile.

L'acide obtenu par voie humide conviendrait pour fabriquer du superphosphate triple à environ 44 à 46 % de P₂O₅ et du phosphate diammonique 18-46-0. Le phosphate diammonique (21-53-0) peut être fabriqué directement à partir d'acide phosphorique obtenu par le procédé à l'HCl, dont la concentration et la pureté sont élevées.

L'HCl obtenu comme sous-produit est utilisable, ce qui est important pour les pays en

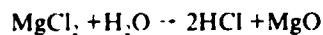
TABLEAU 6. COÛTS DE PRODUCTION PAR TONNE DE P₂O₅ POUR UNE USINE D'UNE CAPACITÉ DE 100 t/j (CHIFFRES DE 1969)^a

	Quantité	Coût (en dollars)
Matières premières		
Phosphate naturel à 34 % de P ₂ O ₅	3 tonnes	Prix n'entrant pas en ligne de compte
HCl (calculé en 100 %)	2 tonnes	Prix n'entrant pas en ligne de compte
Coûts variables		
Consommation de solvant (alcool isoamylique)	4 kg	1,60
Vapeur	4,3 tonnes	7,17
Electricité	100 kWh	0,87
Eau de refroidissement (25 °C)	165 m ³	1,10
Eau de traitement	3 m ³	0,45
Total des coûts variables		11,19
Coûts fixes		
Main-d'œuvre : 4 hommes/poste (y compris le chef d'équipe), 4 postes/jour		2,56
Frais généraux (100 % de la main-d'œuvre)		2,56
Entretien : 5 % du capital fixe investi		3,36
Amortissement : 6,7 % du capital fixe investi		4,51
Impôts et assurances : 2,3 % du capital fixe investi		0,87
Total des coûts fixes		13,86
Total des coûts d'exploitation		25,05

^aA l'exclusion des matières premières et de l'intérêt du capital investi.

développement qui produisent de la soude caustique s'il n'y a aucun débouché pour le chlore produit en même temps. On peut parfois disposer l'HCl obtenu comme sous-produit d'autres fabrications, qui peut même poser des problèmes d'évacuation. Dans ce cas, il peut être avantageux de fabriquer l'acide phosphorique en traitant le phosphate naturel par HCl, si la quantité du sous-produit suffit pour une échelle de fonctionnement rentable et s'il est possible d'évacuer ou d'utiliser de façon rentable la solution de chlorure de calcium.

Une source d'HCl qui peut être intéressante est la cuisson et l'hydrolyse du chlorure de magnésium; la réaction est :



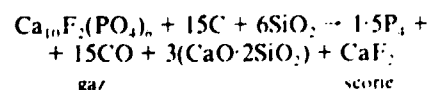
On étudie actuellement en Israël la possibilité de cette fabrication, à partir du chlorure de magnésium de la mer Morte. L'oxyde de magnésium pourrait être utilisé à la fabrication de produits réfractaires.

Une autre source possible d'HCl est la production de phosphate de potassium à partir d'acide phosphorique et de chlorure de potassium (voir chapitre XVI).

Aujourd'hui, le procédé à l'HCl n'est utilisé que dans d'assez petites usines et le produit sert, pour la plus grande partie, à la fabrication de phosphates industriels, non d'engrais.

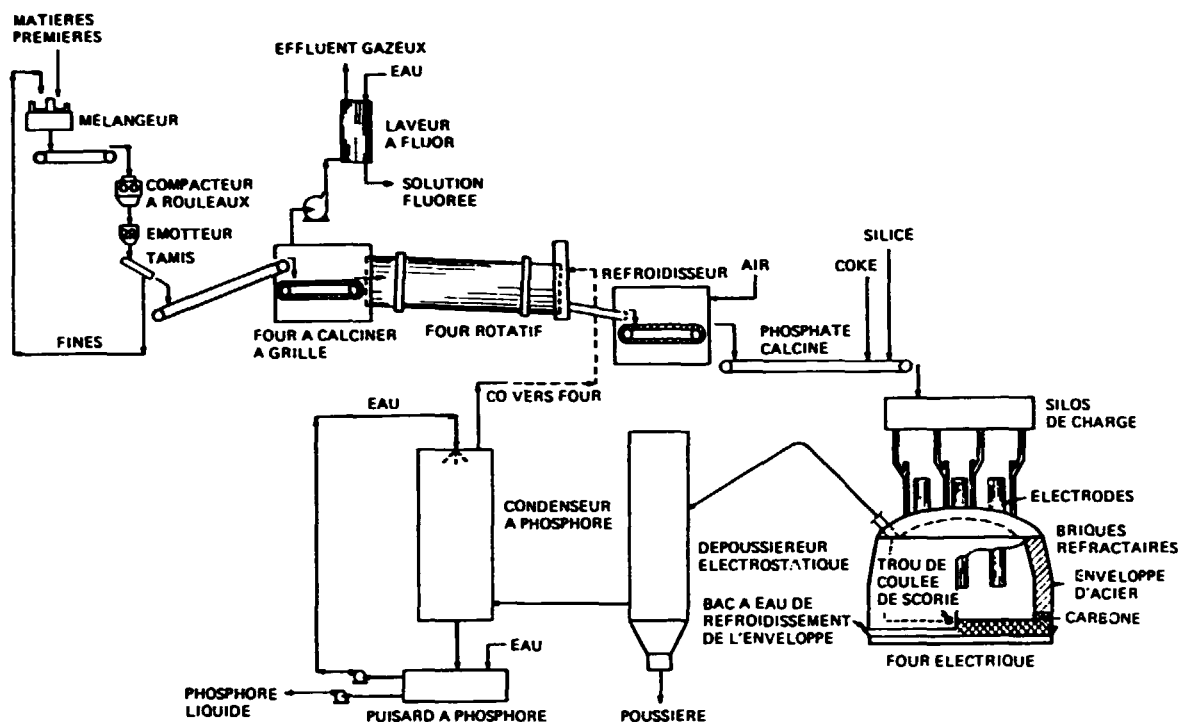
D. Production d'acide phosphorique par le procédé au four électrique

Le premier stade de ce procédé est l'obtention de phosphore élément dans un four électrique (voir figure 12). Le four est alimenté par un mélange de coke, de phosphate en nodules ou en morceaux d'une autre forme et de cailloux de silice. Le courant électrique, qui entre dans le four par des électrodes en carbone ou en graphite, fond la silice et le phosphate; ce dernier est réduit par le carbone contenu dans le coke. On enlève continuellement du four le phosphore à l'état de vapeur, mélangé à du monoxyde de carbone. Le phosphore est condensé à l'état liquide; on le transforme en acide phosphorique dans une usine distincte, souvent éloignée. On soutire périodiquement du four une scorie de silicate de calcium fondu et un composé de fer et de phosphore appelé ferrophosphore. La principale réaction est la suivante :



L'un des avantages de ce procédé est la possibilité d'utiliser du phosphate naturel de qualité médiocre, pourvu que la principale impureté soit la silice; l'oxyde de fer et l'alumine sont beaucoup moins gênants que dans le procédé

Figure 12. Fabrication de phosphore élément



par voie humide. Plusieurs usines utilisent du phosphate siliceux contenant environ 24 % de P_2O_5 , qu'on peut obtenir très bon marché dans certains endroits. La teneur maximale en alumine est de 7 %.

Si l'on dispose de phosphate naturel "pebble" ou en morceaux d'une taille convenable (environ 6 à 40 mm), ne décrépitant pas au chauffage, on peut éviter le coût de l'agglomération de la charge. Cependant, ce genre de phosphate est rare; le phosphate est donc en général aggloméré et calciné ou fritté avant de l'enfourner. Le combustible utilisé pour la calcination est d'ordinaire le monoxyde de carbone, qui est un sous-produit de l'opération; malgré cela, ce stade est coûteux.

On récupère d'ordinaire, sous forme de phosphore élément, 86 à 92 % du P_2O_5 utilisé. La perte dans les scories est d'environ 3 %. On récupère de 2 à 8 % du P_2O_5 utilisé sous forme de ferrophosphore, contenant environ 23 % de phosphore, 70 % de fer et de petites quantités de manganèse, de silicium et de divers métaux, suivant la composition de la charge. La quantité de ferrophosphore formé dépend de la teneur des matières premières en oxyde de fer; il est vendu à l'industrie sidérurgique, mais les recettes ainsi obtenues ne compensent qu'en partie la perte du phosphore.

5 % environ du phosphore récupéré sont obtenus sous forme de boue, même après une

série de décantations. On peut soit la brûler séparément pour obtenir de l'acide phosphorique impur, soit la distiller, soit la déshydrater et la renvoyer au four.

L'un des avantages du procédé est qu'il permet de réaliser des économies sur les frais de transport. Une tonne de phosphore élément équivaut à 2,29 tonnes de P_2O_5 . Quand la zone d'utilisation est éloignée de la mine de phosphate, on peut réaliser une économie très appréciable en expédiant du phosphore élément au lieu du phosphate naturel ou de l'engrais fini. Une tonne de phosphore élément équivaut, par exemple, à la teneur en phosphore de 5 tonnes de TSP ou de DAP, ou de 7 tonnes de phosphate naturel à haute teneur. Comme le transport peut coûter jusqu'à 15 dollars la tonne, une économie de 26 à 39 dollars par tonne de P_2O_5 est possible.

Un autre avantage est la possibilité d'obtenir des produits à haute teneur. On peut, sans dépense supplémentaire, obtenir de l'acide superphosphorique (76 à 80 % d'anhydride phosphorique) et, à partir de celui-ci, du polyphosphate d'ammonium (15-60-0), du superphosphate à haute teneur (54 % d'anhydride phosphorique) ou un engrais liquide également à haute teneur (11-37-0). La formule du phosphate diammonique obtenu à partir d'acide au four est 21-53-0, contre 18-46-0 dans le cas du procédé par voie humide.

Les principaux inconvénients du procédé au four sont le coût en capital relativement élevé de

l'installation et la rareté des endroits où l'on dispose d'électricité bon marché. Ce procédé sert donc presque uniquement à produire du phosphore et de l'acide phosphorique pour des produits chimiques destinés à l'industrie, des insecticides, des détergents et des additifs pour les aliments de l'homme et des animaux.

La fabrication d'acide phosphorique à partir du phosphore élément est relativement simple : on brûle du phosphore liquide dans l'air et on hydrate le P_2O_5 résultant. La figure 13 est un schéma d'une installation typique. Tout l'équipement est en acier inoxydable, d'ordinaire la nuance 316. La réaction globale est :



Les quantités de fournitures normalement nécessaires par tonne d'anhydride phosphorique récupéré sous forme d'acide phosphorique, en supposant un taux global de récupération de 86 %, sont, pour une usine d'une capacité d'environ 100 000 t/an d'anhydride phosphorique :

- | | |
|--|--------------------------------|
| 1. Phosphate naturel à 31,2 % de P_2O_5 | 3,73 tonnes |
| 2. Silice en blocs ou en cailloux, 95 % de SiO_2 , poids à l'état sec (la quantité de silice est moindre si le phosphate naturel en contient beaucoup) | 1,1 tonne |
| 3. Coke, criblé et trié, à 86 % de carbone fixe | 0,6 tonne |
| 4. Electrodes en carbone ou en graphite | 25 kg |
| 5. Electricité | 6.700 kWh |
| 6. Eau de refroidissement (sans recyclage) | 110 tonnes |
| 7. Vapeur | 1 tonne |
| 8. Main-d'œuvre | 4 heures-homme |
| 9. Entretien (main-d'œuvre et matériaux) | 10 % par an du coût de l'usine |
| 10. Combustible, peut varier d'une quantité négligeable à 1,2 million de kcal, suivant l'efficacité de l'utilisation du CO sous-produit | |

La figure 14 donne les estimations des coûts en capital d'une usine d'une capacité de 25 000 à 100 000 t/an de phosphore élément (57 000 à 229 000 tonnes de P_2O_5). Ces estimations supposent une implantation dans une zone industrialisée des Etats-Unis et comprennent les installations auxiliaires à l'intérieur et à l'extérieur de l'usine:

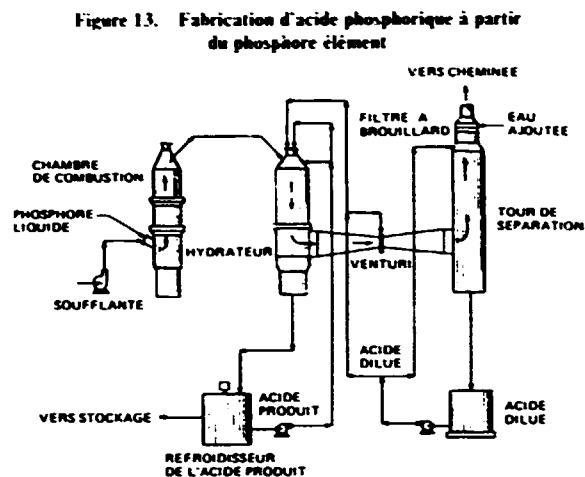
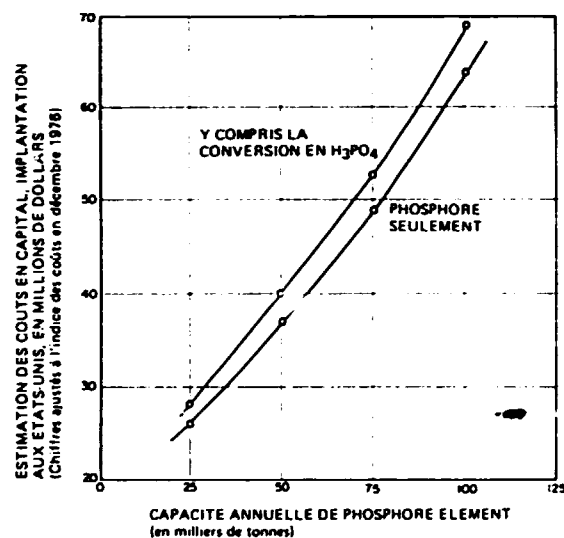


Figure 14. Estimations des coûts en capital pour une usine de fabrication de phosphore élément au four électrique



les chiffres pour 1969 ont été corrigés d'après le Chemical Engineering Plant Construction Cost Index pour décembre 1976.

Si l'on dispose de phosphate naturel utilisable sans agglomération ni cuisson, le coût en capital, ainsi que le coût de l'entretien et de la main-d'œuvre, seront de 25 à 30 % inférieurs; la consommation de combustible sera pratiquement nulle. Le CO produit par le four sera plus que suffisant pour sécher le coke, la silice et le phosphate. Parmi les phosphates utilisés avec succès sans agglomération, cuisson ni frittage, on peut citer le phosphate "pebble" (plus de 6 mm) de Floride (après criblage) et les phosphates durs de Floride et du Montana (broyés et criblés). En revanche, dans ce cas, la consommation d'électricité du four augmente dans une proportion pouvant atteindre 10 %, suivant la teneur en CO, et en eau combinée.

La Tennessee Valley Authority (TVA) a commencé en 1933 la mise au point du procédé au four électrique, en vue de l'obtention d'engrais phosphatés; elle a produit du phosphore et de l'acide phosphorique de 1934 à 1977. A un moment, cinq fours étaient en service. En 1977, les fours ont été arrêtés parce que le procédé ne pouvait plus concurrencer le procédé par voie humide pour la production d'engrais. La TVA a publié de nombreux textes sur la production de phosphore élément et d'acide phosphorique par le procédé au four électrique: on en trouvera une sélection à la fin du présent chapitre [33, 34, 35, 36, 37, 38, 39].

E. Production d'acide phosphorique par le procédé haut fourneau

La figure 15 donne le schéma d'acheminement d'une usine pilote de la TVA produisant de l'acide phosphorique par ce procédé. Sa capacité était d'environ 1 tonne de P_2O_5 par 24 heures [40].

D'une façon générale, le procédé au haut fourneau diffère du procédé au four électrique sur les points suivants :

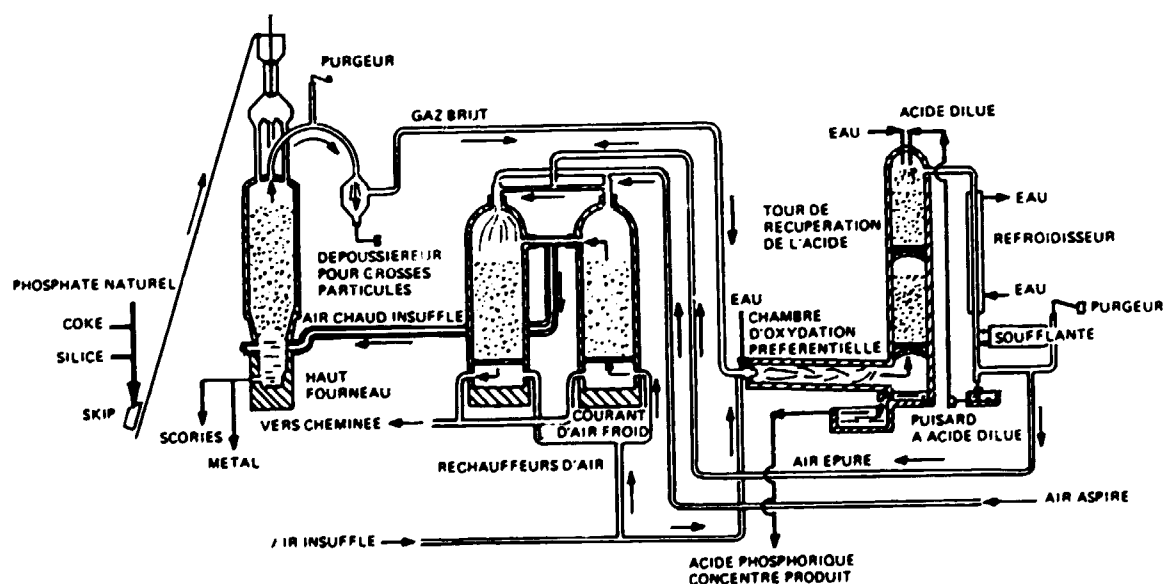
1. Le coke sert à la fois de combustible et d'agent réducteur. On estime que, pour une usine importante, il faudrait 2,5 tonnes de coke par tonne de P_2O_5 récupéré sous forme d'acide phosphorique (compte tenu des pertes sous forme de ferrophosphore). La réduction consomme environ 0,6 tonne, le reste du coke sert à fournir de la chaleur: il brûle dans un

courant d'air préchauffé pour former du monoxyde de carbone.

2. Comme dans le cas du four électrique, la charge — phosphate naturel, coke et silice — doit être en morceaux ou en agglomérés, mais il n'est pas nécessaire de la sécher ou de la cuire, puisque les gaz montant dans le fourneau fournissent assez de chaleur pour cela.
3. Le gaz venant du fourneau contient, en volume, environ 37 % de CO et 1,0 à 1,5 % de phosphore, le reste étant surtout de l'azote. On pourrait récupérer du phosphore élément par refroidissement et condensation, mais il serait difficile d'obtenir un pourcentage élevé, à cause de la faible concentration du phosphore dans le gaz. Dans l'usine pilote de la TVA, l'acide phosphorique était récupéré après oxydation préférentielle par l'air du phosphore contenu dans le gaz.
4. Le gaz restant après récupération de l'acide phosphorique contient environ 34 % de CO, 1 à 2 % d'oxygène, le reste étant de l'azote (pourcentages mesurés à sec). On peut utiliser avantageusement environ 40 % de ce gaz pour le préchauffage de l'air allant au haut fourneau, le reste étant disponible pour d'autres usages.

Le procédé au haut fourneau a été utilisé commercialement pour fabriquer de l'acide phosphorique destiné à l'industrie, y compris l'industrie chimique, de 1929 à 1938, par les Victor Chemical Works, aujourd'hui la Stauffer Chemical

Figure 15. Usine expérimentale de la TVA employant le procédé au haut fourneau



Company, dans leur usine de Nashville (Tennessee, États-Unis).

Ce procédé semble peu prometteur actuellement pour la fabrication d'engrais, à cause du coût élevé du coke. On pourrait cependant l'en-

visager dans certaines circonstances, moyennant quelques améliorations [41]. Comme le procédé au four électrique, il permet d'utiliser des minerais siliceux à faible teneur si les teneurs en alumine et en oxyde de fer ne sont pas trop élevées.

Références

1. Organisation des Nations Unies pour l'alimentation et l'agriculture (FAO). 1976. *Rapport annuel sur les engrais pour 1975*. Rome.
2. *Phosphoric Acid*. 1968. A. V. Slack, Ed., Marcel Dekker, Inc., New York, New York.
3. Farr, Thad D. and Kelly L. Elmore. 1962. "System $\text{CaO-P}_2\text{O}_5\text{-HF-H}_2\text{O}$: Thermodynamic Properties", *Journal of Physical Chemistry*, 66(2):315-318.
4. Rossini, Frederick D., et al. 1952. "Selected Values of Chemical Thermodynamic Properties", National Bureau of Standards, Circular No. 500, U.S. Department of Commerce, Washington, D.C.
5. Egan, E. P., Jr., and B. B. Luff. 1961 "Heat of Solution of Orthophosphoric Acid", *Journal of Physical Chemistry*, 65(3):523-526.
6. Kelly, K. K. 1934. "Contributions to the Data on Theoretical Metallurgy. II. High-Temperature Specific-Heat Equations for Inorganic Substances", Bureau of Mines Bulletin 371, U.S. Department of Commerce, U.S. Government Printing Office, Washington, D.C.
7. Egan, E. P., Jr., B. B. Luff and Z. T. Wakefield. 1958. "Heat Capacity of Phosphoric Acid Solutions, 15° to 80°", *Journal of Physical Chemistry*, 62(9):1091-1095.
8. Somerville, R. L. 1973. "Fundamentals of Wet Process Phosphoric Acid Plant Design", Paper presented before the American Chemical Society, Division of Fertilizer and Soil Chemistry, Chicago, Illinois.
9. Houghtaling, S. V. 1973. "DPG-Prayon Modern Dihydrate Process", Paper presented before the American Chemical Society, Division of Fertilizer and Soil Chemistry, Chicago, Illinois.
10. Shearon, G. B. 1975. "Wet Grinding and Feeding of Phosphate Rock—Plant City Phosphate Complex", in *Proceedings of the 25th Annual Meeting of the Fertilizer Industry Round Table*, p. 164-169, Washington, D.C.
11. Lutz, W. A. and C. J. Pratt. 1968. "Principles of Design and Operation", in *Phosphoric Acid*, A. V. Slack, Ed., p. 159-212. Marcel Dekker, Inc., New York, New York.
12. Stern, S. 1965: "Emploi de phosphate brut calciné dans le traitement des phosphates", dans *Compte rendu de la Conférence technique de l'ISMA*, Edimbourg (Écosse).
13. Moraillon, P., J. F. Gielly and B. Bigot. 1968. "Principles of Filter Design and Operation", in *Phosphoric Acid*, A. V. Slack, Ed., p. 407-442. Marcel Dekker, Inc., New York, New York.
14. Lehr, J. R. 1968. "Nature of Impurities", in *Phosphoric Acid*, A. V. Slack, Ed., p. 637-686. Marcel Dekker, Inc., New York, New York.
15. Lasović 1976. "Procédé de production d'acide phosphorique. Expérience opératoire dans un atelier de 160 t/j RMHK à Trepca (Yougoslavie)", dans *Compte rendu de la Conférence technique de l'ISMA*, La Haye (Pays-Bas).
16. Shields, J. T., O. W. Livingston, E. A. Harre and T. P. Hignett. 1975. "An Appraisal of the Fertilizer Market and Trends in Asia", TVA Bulletin Y-95, Tennessee Valley Authority, Muscle Shoals, Alabama (USA).
17. "Phosphoric Acid Trade in 1976." 1977. *Phosphorus and Potassium*, 88:21-26.
18. "Phosphoric Acid Trade in 1977." 1978. *Phosphorus and Potassium*, 96:17-21.
19. "New Capacity for Trading Phosphoric Acid." 1976. *Phosphorus and Potassium*, 84:24-27.
20. Charlton, W. T., J. D. Crerar and R. C. Akroyd. 1973. "The Shipment of Phosphatic Materials—Some Technical and Economic Aspects", *Proceedings of the Fertiliser Society* (London), No. 138.
21. "Getting Rid of Phosphogypsum." 1978. *Phosphorus and Potassium*, Part III, 94:24-29, 32-39; Part IV, 96:30-39.
22. Neveu, B. 1976. "Valorisation du phosphogypse", dans *Compte rendu de la Conférence technique de l'ISMA*, La Haye (Pays-Bas).
23. Scaife, C. W. and D. Kitchen. 1968. "As Raw Material for Plaster and Cement—European Practice.", in *Phosphoric Acid*, A. V. Slack, Ed., p. 531-540, Marcel Dekker, Inc., New York, New York.
24. Miyamoto, M. 1976. "Performance et fonctionnement d'un nouvel atelier d'acide phosphorique suivant le nouveau procédé Nissan", dans *Compte rendu de la Conférence technique de l'ISMA*, La Haye (Pays-Bas).
25. Yamaguchi, T. 1972. "Procédé d'enrichissement du phosphogypse", dans *Compte rendu de la Conférence technique de l'ISMA*, Séville (Espagne).

26. Sanders, M. D. 1968. "Recovery of Fluorides as By-Products". in *Phosphoric Acid*, A. V. Slack, Ed., p. 765-778, Marcel Dekker, Inc., New York, New York.
27. "Production de spath fluor synthétique à partir d'acide fluosilicique sous-produit", 1976, communication n° 22, *Conférence technique de l'ISMA*, La Haye (Pays-Bas).
28. McCullough, J. F. 1976. "Phosphoric Acid Purification: Comparing the Process Choices", *Chemical Engineering*, 83(26):101-103.
29. Blumberg, R. 1975. "New Developments in Cleaning Wet Process Phosphoric Acid", in *Proceedings of the Fertiliser Society* (London), No. 151.
30. Lehr, J. R., L. B. Hein, A. Baniel, R. Blumberg and A. V. Slack. 1968. "Purification of Wet-Process Acid", in *Phosphoric Acid*, A. V. Slack, Ed., p. 637-724, Marcel Dekker, Inc., New York, New York.
31. Lounamaa, N. et L. Niinimäki, 1971. "Procédé Tippy Oy d'extraction par solvant pour la production d'engrais composés". Document ID/WG.99/20 présenté au second colloque inter-régional sur les engrais (ONUDI), Kiev (URSS).
32. "Une technique nouvelle de production des engrais phosphatés : le procédé à l'acide chlorhydrique", 1969. Série "Industrie des engrais", monographie n° 5, ONUDI, Vienne (Autriche).
33. Striplin, M. M., Jr. 1948. "Development of Processes and Equipment for Production of Phosphoric Acid". Chemical Engineering Report No. 2, Tennessee Valley Authority, Muscle Shoals, Alabama (USA).
34. Burt, R. B. and J. C. Barber. 1952. "Production of Elemental Phosphorus by the Electric-Furnace Method", Chemical Engineering Report No. 3, Tennessee Valley Authority, Muscle Shoals, Alabama (USA).
35. Stout, E. L. 1950. "Agglomeration of Phosphate for Furnace Use", Chemical Engineering Report No. 4, Tennessee Valley Authority, Muscle Shoals, Alabama (USA).
36. Marks, E. C. and L. S. Wilson. 1965. "Operation of a 25,000 kW Rotating Phosphorus Furnace", *Journal of Metals*, 17(3):306-312.
37. LeMay, R. E. and J. K. Metcalfe. 1964. "Safe Handling of Phosphorus", *Chemical Engineering Progress*, 60(12):69-73.
38. Hignett, T. P. and M. M. Striplin, Jr. 1967. "Elemental Phosphorus in Fertilizer Manufacture", *Chemical Engineering Progress*, 63(5):85-92.
39. Allgood, H. Y., F. E. Lancaster, Jr., J. A. McCollum and J. P. Simpson. 1967. "A High Temperature Superphosphoric Acid Plant", *Industrial and Engineering Chemistry*, 59(6):18-28.
40. Hignett, T. P. 1948. "Development of Blast-Furnace Process for Production of Phosphoric Acid", *Chemical Engineering Progress*, 44(10):753-764; 44(11):821-832; and 44(12):895-904.
41. Hignett, T. P. 1968. "Use of the Blast Furnace for Production of Phosphoric Acid", *Phosphorus and Potassium*, 36:20-21, 24.

XIV. Engrais dérivés de l'acide phosphorique

L'acide phosphorique peut être utilisé tel quel comme engrais, mais cet emploi est assez rare (environ 50 000 t/an aux Etats-Unis). Il est particulièrement utile pour les sols alcalins, mais son application exige des appareils résistant à la corrosion, qui sont coûteux.

Théoriquement, on peut obtenir n'importe quel phosphate à partir de l'acide phosphorique. Quelques exceptions mineures mises à part, les engrais commerciaux sont le superphosphate triple, les phosphates d'ammonium et les autres engrais composés (parmi les exceptions figurent les phosphates de potassium et le phosphate de magnésium-ammonium, $MgNH_4PO_4$). L'utilisation de l'acide phosphorique dans la fabrication des engrais composés sera exposée sous les rubriques "Engrais composés", "Engrais liquides" et "Nitrophosphates (procédés au mélange d'acides)", (chapitres XV et XIX). Le présent chapitre traitera surtout du superphosphate triple et des phosphates d'ammonium solides.

A. Superphosphate triple (TSP)

Depuis 1965, le TSP a fourni environ 15 à 20 % des engrais phosphatés du monde; cette proportion varie peu dans le temps. A mesure que la consommation d'engrais phosphatés augmentait, celle du TSP augmentait à peu près au même rythme.

Un des avantages du superphosphate triple est que son dosage est le plus élevé de tous les engrais phosphatés simples disponibles. De plus, une partie de sa teneur en anhydride phosphorique provient directement du phosphate naturel, relativement bon marché. D'autre part, on peut, à partir d'une quantité donnée d'acide phosphorique, obtenir une plus grande quantité d'anhydride phosphorique sous forme de superphosphate triple que sous forme de phosphate d'ammonium.

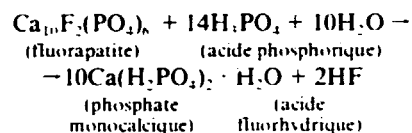
La proportion d'anhydride phosphorique contenu dans le TSP provenant directement du phosphate naturel varie à peu près de 25 à 30 %, suivant le rapport CaO/P_2O_5 dans le phosphate naturel, la teneur en impuretés de ce phosphate et de l'acide et d'autres facteurs.

Les principaux inconvénients du TSP sont : 1) la teneur totale en éléments nutritifs est moindre que pour les phosphates d'ammonium;

2) son acidité peut détériorer certains sacs (en papier ou en chanvre); 3) il ne convient pas bien pour les mélanges avec l'urée, à cause de réactions qui nuisent à son état physique.

Le TSP peut être fabriqué sous forme granulée ou non granulée. On préfère cette dernière pour l'utilisation comme intermédiaire pour obtenir des engrais composés granulés, la forme granulée pour l'application directe ou pour le mélange.

La réaction chimique fondamentale est :



Dans la plupart des procédés, une forte proportion du fluor reste dans le produit, probablement sous forme de fluosilicates et peut-être de fluorure de calcium. Si une partie du calcium est transformée en fluorure ou en fluosilicates, il faut un peu moins d'acide phosphorique que l'équation ne l'indique. Cependant, le rapport CaO/P_2O_5 est en général plus élevé dans le phosphate naturel que dans la fluorapatite. On calcule souvent le rapport entre l'acide et le phosphate naturel de façon à obtenir un rapport moléculaire P_2O_5/CaO de 0,95 à 1,0 (rapport en poids : 2,41 à 2,54), d'après la formule :

$$\frac{P_2O_5 \text{ de l'acide} + P_2O_5 \text{ du phosphate}}{CaO \text{ du phosphate}} = 2,41 \text{ à } 2,54 \quad (\text{en poids})$$

Cependant, diverses impuretés de l'acide et du phosphate provoquent des variations du rapport optimal acide/phosphate. Le produit obtenu contient, outre le phosphate monocalcique, des phosphates de fer, d'aluminium et de magnésium, probablement une petite quantité de phosphate dicalcique, du phosphate n'ayant pas réagi, du sulfate de calcium provenant de l'acide sulfurique libre contenu dans l'acide phosphorique et quelquefois d'impuretés du phosphate naturel, ainsi que diverses autres impuretés.

L'expérience est le meilleur moyen de déterminer le rapport optimal, du point de vue économique, entre l'acide et le phosphate; il dépendra de la façon dont est calculée la valeur commerciale : suivant la solubilité dans l'eau, dans le citrate d'ammonium ou dans d'autres solvants. Dans le cas où le critère est la solubilité dans l'eau, il faut maintenir aussi faible qu'il est

économiquement possible la teneur en fer et en aluminium du phosphate et de l'acide.

Le tableau 1 indique l'influence du rapport $\text{CaO}/\text{P}_2\text{O}_5$ du phosphate et de la teneur en anhydride phosphorique de celui-ci sur les proportions respectives de phosphate et d'acide phosphorique et sur le dosage du TSP produit. Quand ce rapport passe de 1,35 à 1,70, la proportion du P_2O_5 provenant du phosphate tombe de 30 à 24 %, tandis que celle provenant de l'acide passe de 70 à 76 % et le dosage du produit de 45 à 47 % de P_2O_5 . Quand la teneur du phosphate naturel passe de 28 à 38 % de P_2O_5 (le rapport $\text{CaO}/\text{P}_2\text{O}_5$ restant constant et égal à 1,5), le dosage du produit passe de 43,0 à 48,5 % de P_2O_5 . Ces calculs supposent des valeurs moyennes pour la teneur en impuretés de l'acide phosphorique et pour la quantité et la nature des impuretés présentes dans le phosphate. Leur but est seulement de montrer des tendances générales; on ne peut obtenir des valeurs exactes que par des essais faits avec le phosphate et l'acide phosphorique à utiliser.

La réactivité du phosphate est plus importante pour la production du TSP que pour celle de l'acide phosphorique; si elle est faible, cela peut exiger une mouture plus fine et/ou une durée de réaction plus longue. Même alors, il peut être difficile, avec certaines apatites ignées, d'arriver à obtenir une réaction raisonnablement complète.

Quand le phosphate naturel contient des carbonates, ou s'il y a eu substitution par l'acide carbonique dans l'apatite, la réaction dégage du CO_2 , ce qui entraîne une structure poreuse du superphosphate fabriqué par les procédés en cave, chose considérée comme désirable quand le superphosphate est destiné à la fabrication d'engrais composés. Si le phosphate naturel contient très peu d'ion CO_3 , le superphosphate peut être dur et dense, ce qui entraîne des difficultés de granulation et une mauvaise réaction avec l'ammoniac.

1. Production de superphosphate triple non granulé

Le superphosphate non granulé est d'ordinaire fabriqué par des procédés en cave continus, suivis d'un mûrissement dont la durée peut atteindre un mois, pendant lequel les réactions chimiques s'achèvent. Les caves convenant pour le superphosphate simple (SSP) conviennent souvent aussi pour le TSP et seront décrites à propos du SSP. La principale différence est que le TSP durcit plus vite que le SSP et que, par conséquent, la durée de séjour en cave peut être bien plus courte. Si le séjour est trop long, le TSP peut devenir si dur qu'il est difficile de l'entamer. Suivant la réactivité du phosphate et d'autres facteurs, le séjour en cave peut être de 5 à 20 minutes pour le TSP, de 30 minutes à 2 heures pour le SSP.

Dans le cas du TSP, on emploie souvent des bandes transporteuses spéciales au lieu des caves classiques. De toute façon, la banque ou la cave doit être entourée d'une enceinte étanche et reliée à un système de ventilation pour envoyer les gaz contenant du fluor à un laveur. De petites quantités de composés fluorés continuent à apparaître pendant le mûrissement et une bonne ventilation est également nécessaire pendant ce temps. Le lavage de l'effluent gazeux peut être nécessaire pour empêcher la pollution de l'atmosphère.

Après mûrissement, le TSP est d'ordinaire enlevé à la pelle mécanique et émetté dans un broyeur à cage pour amener sa granulométrie au-dessous de 3,3 mm. Auparavant, il est quelquefois nécessaire de recourir à l'explosion d'une cartouche de CO_2 pour ameublir la masse de TSP. Le TSP émetté (quelquefois appelé TSP tout venant) peut servir à fabriquer des engrais composés par granulation, ou être granulé pour application directe. Il est parfois utilisé en application directe sans granulation, mais, dans la plupart des pays, les cultivateurs n'apprécient pas ce produit. De plus, le produit non granulé tend à s'agglomérer dans les sacs; on peut éviter ou réduire ce

TABLEAU 1. INFLUENCE DU RAPPORT $\text{CaO}/\text{P}_2\text{O}_5$ ET DE LA TENEUR EN P_2O_5 DU PHOSPHATE SUR LES PROPORTIONS DE PHOSPHATE ET D'ACIDE PHOSPHORIQUE ET SUR LE DOSAGE DU TSP

Rapport en poids $\text{CaO}/\text{P}_2\text{O}_5$ dans le phosphate	Pourcentage total de P_2O_5 dans le produit provenant		Teneur du phosphate en P_2O_5 (en pourcentage)	Tonnes/tonne de P_2O_5 produit		Dosage du produit P_2O_5 total (en pourcentage) ^b
	Du phosphate	De l'acide		Phosphate	Acide ^a	
1,70	24,0	76,0	33	0,73	1,40	47,0
1,50	27,0	73,0	33	0,82	1,35	46,1
1,35	32,2	69,8	33	0,92	1,29	45,2
1,50	27,0	73,0	28	0,965	1,35	43,0
1,50	27,0	73,0	38	0,71	1,35	48,5

^aAcide phosphorique contenant 54 % de P_2O_5 . Rapport moléculaire d'acidification $\text{P}_2\text{O}_5/\text{CaO} = 0,97$.

^bLa teneur est augmentée par la perte de composés volatils contenus dans le phosphate et l'humidité libre, le dosage en termes de P_2O_5 "disponible" est diminué par la présence dans le produit de P_2O_5 insoluble dans le citrate. Ces deux facteurs peuvent se compenser à peu près, suivant la composition du phosphate et de l'acide.

phénomène en ajoutant environ 5% de calcaire moulu.

Beaucoup d'usines utilisent le procédé à mélangeur à cône de la TVA (1, 2); la figure 1 donne un diagramme d'acheminement. Le procédé Kuhlmann est analogue; le mélangeur est un petit récipient cylindrique muni d'un agitateur à grande vitesse. Le produit mélangé est envoyé à une bande transporteuse où il séjourne cinq à dix minutes.

On a utilisé des procédés à cave continue et à cave discontinue; une cave continue Broadfield (décrite plus loin) convient, avec une durée de séjour d'environ 20 minutes.

Granulation du TSP après mûrissement

Dans certaines usines, on granule le TSP par la méthode qu'indique la figure 2. Du TSP tout venant est enlevé après 3 à 6 semaines de mûrissement et envoyé sur un tamis. Le refus est broyé et recyclé, les fines sont envoyées à un granulateur à tambour rotatif. On pulvérise de l'eau sur la couche de produit et on envoie de la vapeur par en-dessous, afin d'obtenir des granules humides, qui sont envoyés à un sècheur rotatif.

Les granules séchés sont tamisés, le refus est broyé et renvoyé avec les fines au granulateur. La poussière et les gaz provenant du sècheur sont lavés à l'eau.

Dans quelques usines, on envoie le phosphate naturel et l'acide au granulateur pour fournir une partie des phosphates; le coût de production est moindre et la granulation est meilleure, mais l'investissement nécessaire est plus élevé.

Les quantités nécessaires, par tonne de produit, sont résumées dans le tableau ci-dessous :

Fournitures nécessaires par tonne de produit pour la fabrication de superphosphate triple granulé

TSP mûri, en tonnes	1,02
Vapeur, en kg	75
Eau, en kg	250
Combustible, en kcal	160 000
Electricité, en kWh	29
Main-d'œuvre, en heures-homme	0,3

2. Granulation directe du superphosphate triple

Quand le produit final désiré est le TSP granulé, il est d'ordinaire préférable de le

Figure 1. Fabrication de superphosphate triple tout-venant

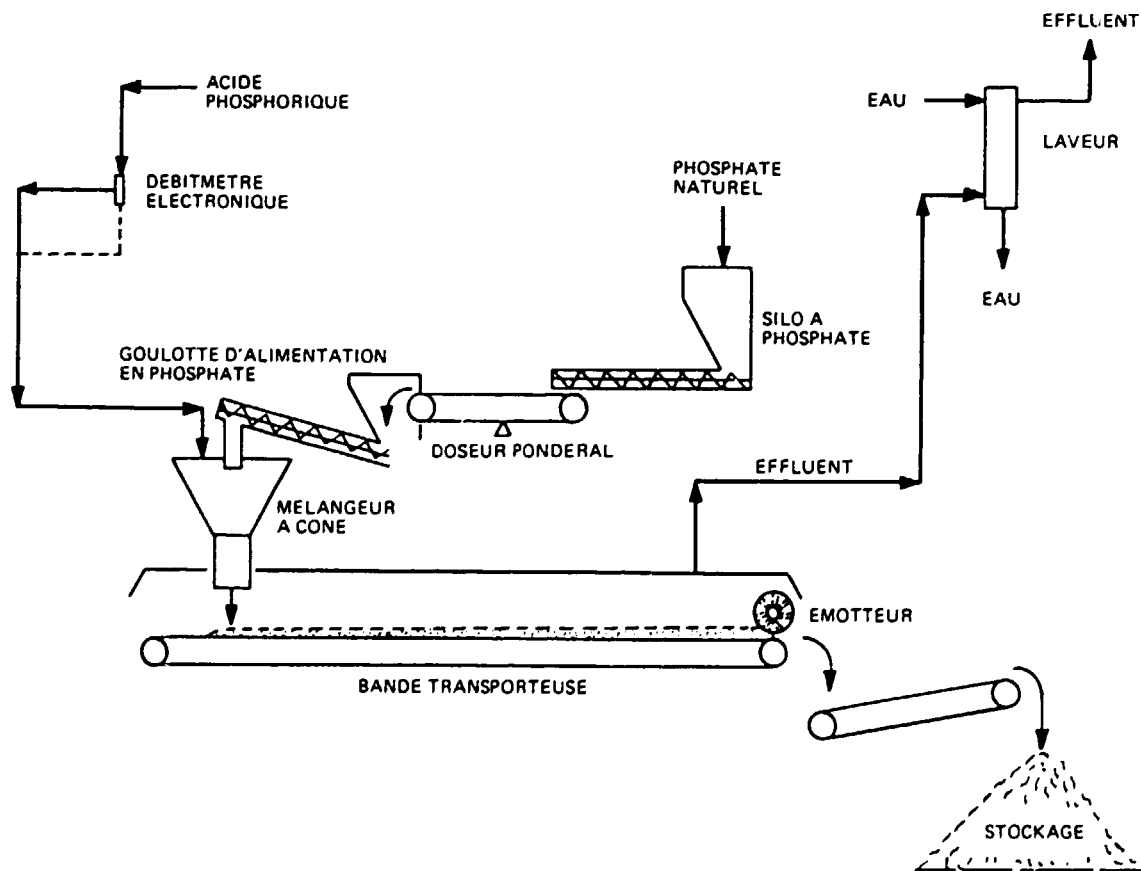
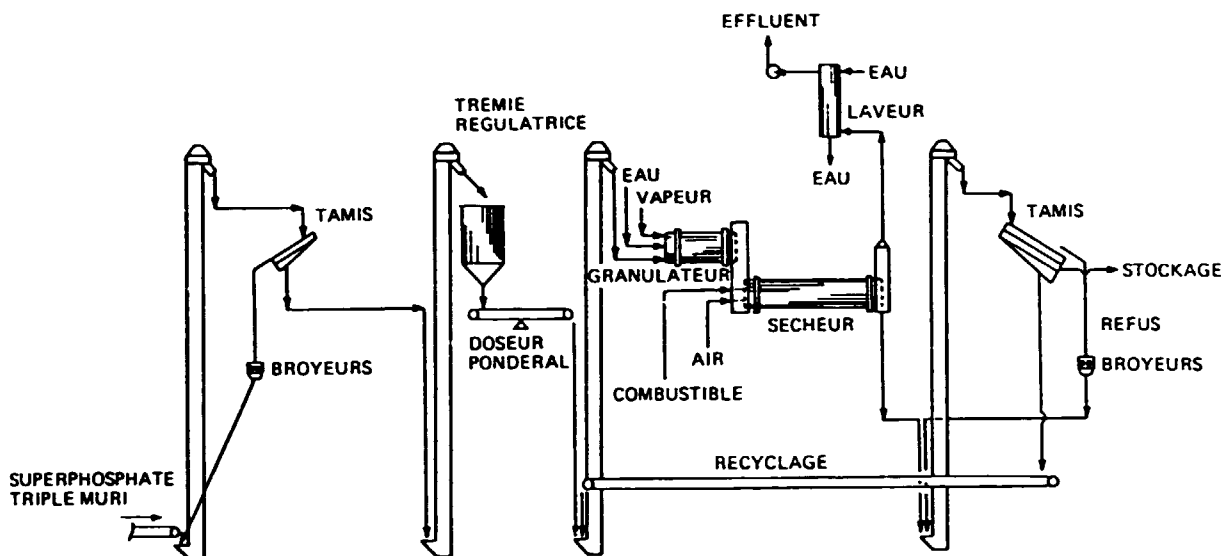


Figure 2. Granulation de superphosphate triple tout-venant après mûrissement



fabriquer directement au lieu de granuler du TSP après mûrissement, ce qui a divers avantages :

1. Le coût est d'ordinaire inférieur.
2. Les granules sont plus denses et plus résistants.
3. L'équipement peut servir indifféremment à la granulation de TSP et à celle de phosphates d'ammonium.
4. Le mûrissement est éliminé, ce qui réduit le fonds de roulement et supprime le problème des émissions de fluor.
5. Dans certains procédés, on peut, au cours de la granulation, produire aussi des engrais composés contenant de la potasse et d'autres éléments nutritifs (c'est également le cas pour la granulation de superphosphates après mûrissement, mais l'opération est un peu plus difficile).

Les principaux inconvénients de la granulation directe sont les suivants :

1. Comme la durée de la réaction est limitée, ces procédés conviennent mal aux phosphates peu réactifs.
2. La perte de P_2O_5 soluble peut être un peu plus grande à cause d'une réaction incomplète, ou un rapport acide/phosphate élevé peut être nécessaire pour éviter cette perte.

Les procédés de granulation directe se divisent en deux catégories : granulation en bouillie et granulation à la sortie de la cave. Dans ce dernier cas, l'addition d'acide et le traitement en cave se font comme il a été dit plus haut pour

le TSP non granulé, sauf que le phosphate peut être moulu un peu plus finement et que le séjour en cave est plus long, 25 à 45 minutes au lieu de 10 à 20 minutes. De plus, à la sortie de la cave, le produit est envoyé directement à un granulateur, non au stockage. Après granulation, le produit est séché, tamisé et envoyé au stockage. Le séchage est régulé de façon à obtenir une teneur en humidité de 4 à 6 %. Dans ces conditions, la réaction continue pendant le stockage.

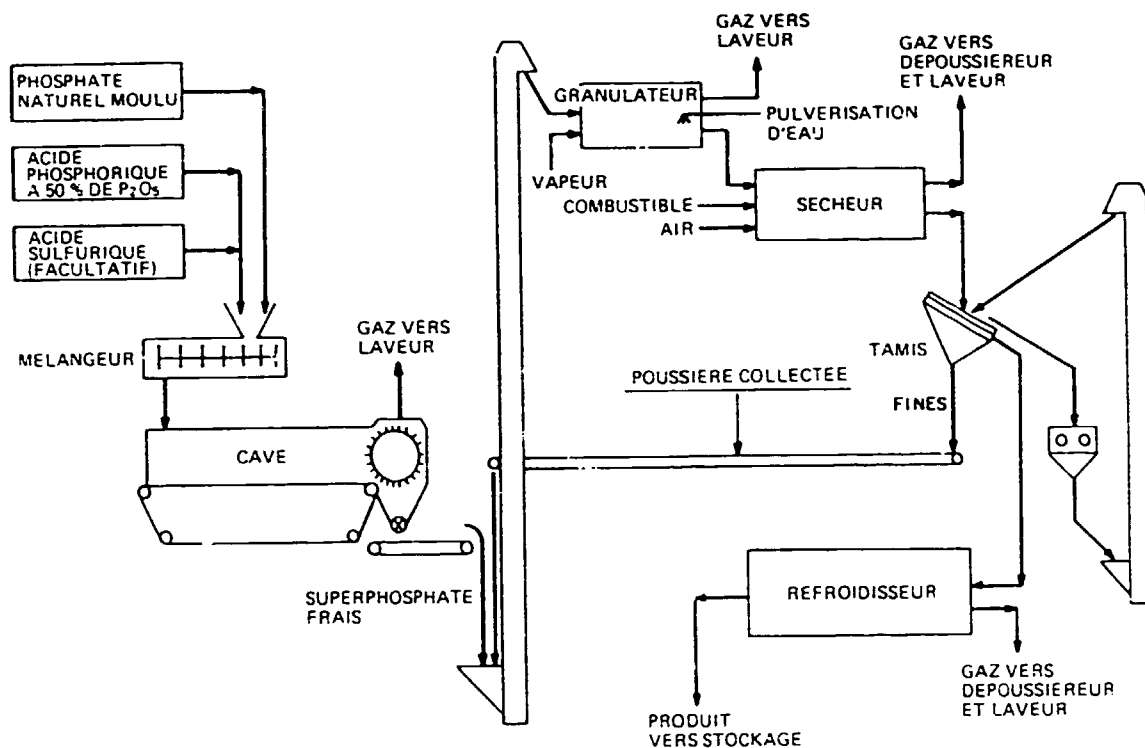
Sinte Maartensdijk a décrit une usine de ce type pouvant produire 20 à 35 t/h de TSP, de SSP ou de mélange des deux [3]. Elle peut aussi fabriquer des engrais composés PK par addition de potasse dans le granulateur. La figure 3 est un diagramme d'acheminement simplifié d'un système classique de granulation directe à la sortie de la cave

D'après Sinte Maartensdijk, les données courantes pour la production de TSP sont :

Concentration de l'acide phosphorique	50 % P_2O_5
Rapport recyclage/produit	1,25:1,0
Teneur en humidité à la sortie de la cave	10 %-12 %
Teneur en humidité après granulation et séchage	5 %-6 %
Teneur du produit en P_2O_5 soluble dans l'eau	46 %
Solubilité de P_2O_5	
A la sortie du sécheur	94 %
Après mûrissement	98 %
Consommation de vapeur, en kg/tonne	50-60
Consommation d'eau, en kg/tonne	60-65
Consommation d'électricité, en kWh/tonne ^d	38
Main-d'œuvre, en heures-homme/tonne	0,25
Granulométrie des granules	1,6-4 mm

^dY compris, vraisemblablement, la mouture du phosphate. L'auteur donne le chiffre de 25 kWh par tonne de phosphate, soit environ 10 kWh par tonne de TSP.

Figure 3. Granulation directe de superphosphate triple (aussi adaptable à la fabrication de superphosphate, simple ou enrichi, granulé)



La plasticité et la teneur en énergie thermique du TSP et du SSP frais les rendent bien plus faciles à granuler que le TSP après mûrissement; on consomme moins d'eau et moins de vapeur et le recyclage est moins important; il faut vraisemblablement moins de combustible pour le séchage. La consommation totale d'électricité est un peu plus faible et la main-d'œuvre nécessaire est seulement 36 % de celle nécessaire pour le procédé "classique" à deux stades. La qualité du produit serait supérieure: granules plus durs, mieux formés, plus uniformes et plus lisses.

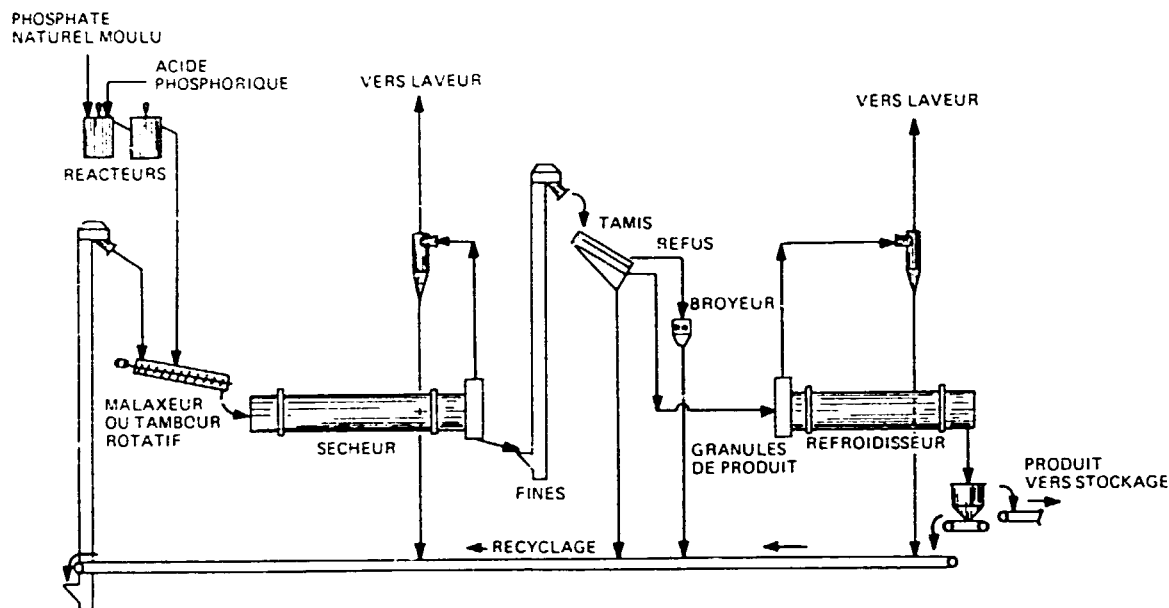
Le procédé de granulation à partir de la bouillie le plus employé est le procédé Jacobs-Dorro, appelé auparavant procédé Dorr-Oliver, dont la figure 4 donne un diagramme d'acheminement simplifié. On envoie du phosphate naturel moulu et de l'acide phosphorique à 38 à 40 % de P₂O₅ dans le premier de deux ou trois réacteurs en série chauffés à la vapeur avec agitation. La durée totale de séjour est d'une trentaine de minutes et la température est d'environ 90 °C. L'épaisse bouillie obtenue est envoyée à un malaxeur ou à un granulateur à tambour rotatif, avec une grande quantité de matière recyclée. Les granules humides sont séchés et tamisés; le produit obtenu est refroidi et envoyé au stockage.

Leyshon a décrit quelques améliorations récentes du procédé [4]. Les granules sont trans-

portés du granulateur au refroidisseur par un "convoyeur-vieillesseur". Une petite quantité d'humidité s'évapore sur le convoyeur et de l'humidité est absorbée à l'intérieur des granules, qui sont donc moins collants quand ils arrivent au sécheur et ont donc moins tendance à bloquer les goulottes d'alimentation ou à s'agglomérer sur les parois du sécheur. On emploie des tamis simples; le refus est broyé dans un broyeur à chaînes et recyclé; le reste est divisé en deux: une partie est prélevée pour être recyclée vers le granulateur, l'autre est tamisée à nouveau pour séparer les fines, qui sont recyclées et les granules de la taille voulue qui sont refroidis. Après le refroidisseur, un second tamis sert à éliminer plus complètement les granules trop petits ou trop gros. Comme dans tous les systèmes de granulation, on a amélioré le rendement de l'élimination de la poussière et des effluents gazeux. Le procédé de granulation du TSP à partir d'une bouillie est, dans l'ensemble, le même que pour les phosphates d'ammonium et il sera décrit de façon plus détaillée dans la section consacrée à ceux-ci.

Le rapport de recyclage (rapport matière recyclée, produit) varie entre 10/1 et 12/1 dans le cas du malaxeur; il est d'environ 8/1 avec un tambour rotatif; la différence est attribuée au fait que l'évaporation d'humidité dans le granulateur est favorisée par un flux d'air à contre-courant.

Figure 4 Procédé de fabrication de superphosphate triple granulé à partir d'une bouillie



On estime les fournitures nécessaires, par tonne de produit, à environ 40 kWh pour l'électricité (y compris la mouture du phosphate naturel), 125 000 kcal de fuel pour le séchage et 20 kg de vapeur, servant surtout à chauffer les réacteurs.

On a signalé la mise au point en Europe d'un autre procédé, analogue au procédé Jacobs-Dorreo [5], mais la granulation et le séchage se font en une seule opération : on pulvérise la bouillie sur un rideau tombant de granules à l'entrée d'un sécheur rotatif à courants parallèles.

B. Phosphates d'ammonium

Les phosphates d'ammonium, en particulier le phosphate diammonique (DAP), sont, dans l'ensemble du monde, les engrais phosphatés les plus employés, à cause de leur haut dosage et de leurs propriétés physiques.

Les compositions des sels purs, le phosphate monoammonique (MAP) et le phosphate diammonique (DAP) sont :

	Phosphate monoammonique (MAP)	Phosphate diammonique (DAP)
N (pourcentage)	12,17	21,19
P ₂ O ₅ (pourcentage)	61,71	53,76

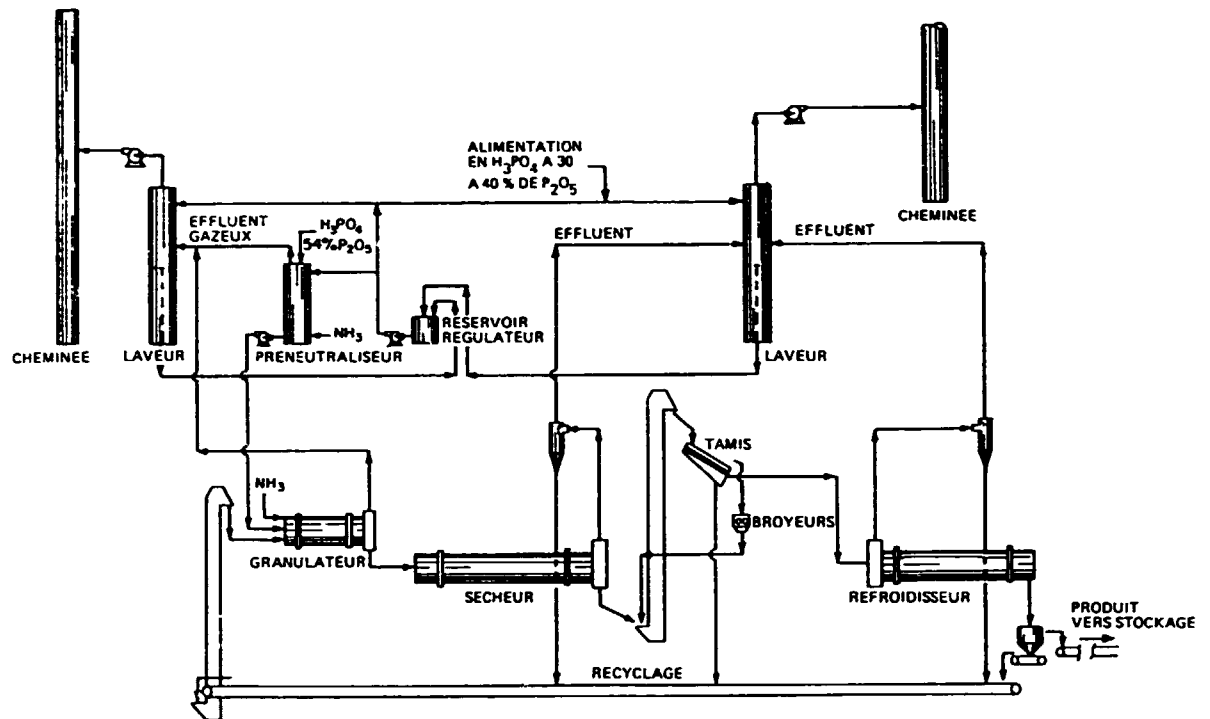
Les dosages sont, dans le cas d'un acide phosphorique obtenu par voie humide et d'une teneur moyenne en impuretés, 18-46-0 pour le DAP et 11-55-0 pour le MAP. Depuis 1933, on fabrique un MAP à dosage plus faible, 11-48-0, ce qu'on obtient en ajoutant de petites quantités de phosphate naturel et d'acide sulfurique. On

fabrique aussi des engrais contenant à la fois du MAP et du DAP, dont les dosages sont par exemple 13-52-0 et 16-48-0. La TVA a produit récemment du polyphosphate d'ammonium; quand il est obtenu à partir d'acide au four, le dosage est 15-62-0; on fabrique aujourd'hui, avec de l'acide obtenu par voie humide, un produit analogue dont le dosage est 11-55-0. Le polyphosphate d'ammonium est surtout formé d'orthophosphate monoammonique et de pyrophosphate diammonique (NH₄)₂H₂P₂O₇.

On fabrique, par cristallisation, d'assez petites quantités de DAP et de MAP purs, à partir d'acide phosphorique au four électrique. On fabrique aussi en Europe un produit cristallisé presque pur (20-52-0) avec de l'acide obtenu par voie humide à partir d'apatite de Kola; la plus grande partie des impuretés de l'apatite sont éliminées en soutirant, au cours de la cristallisation, une partie de la liqueur mère, qui est utilisée pour fabriquer d'autres engrais. Le DAP pur complètement soluble sert surtout à la production d'engrais liquides.

Le DAP granulé est habituellement produit à partir de bouillie; le procédé de la TVA, que représente la figure 5, est typique. La concentration moyenne en anhydride phosphorique de l'acide obtenu par voie humide est d'environ 40 %, mais la plupart des usines utilisent à la fois de l'acide à 54 % et de l'acide à 39 %. L'acide réagit avec l'ammoniac dans un préneutraliseur où le rapport moléculaire NH₃/PO₄ est réglé aux environs de 1,4, ce qui correspond à un point de solubilité élevé (figure 6). La chaleur de réaction élève la température de la bouillie jusqu'au point

Figure 5. Procédé de la TVA pour le phosphate diammonique



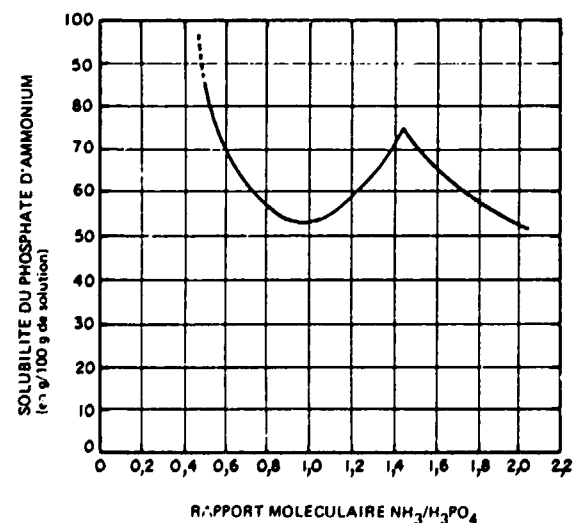
d'ébullition, environ 115 °C, et une partie de l'eau s'évapore. La bouillie chaude contenant environ 16 à 20 % d'eau est pompée dans le granulateur où l'on ajoute de l'ammoniac pour porter le rapport moléculaire aux environs de 2. Il y a dégagement d'une nouvelle quantité de chaleur et évaporation d'une nouvelle quantité d'eau. L'augmentation du rapport moléculaire réduit la solubilité, ce qui facilite la granulation. Les granules humides obtenus sont séchés et tamisés, ceux ayant la granulométrie voulue sont refroidis, on recycle les fines et (après broyage) le refus. On peut aussi avoir à recycler une partie des granules de la taille voulue, pour réguler la granulation. Le rapport habituel matière recyclée/produit est d'environ 5/1. L'ammoniac se dégageant du granulateur, du sécheur et du préneutraliseur est récupéré par lavage avec de l'acide dilué (30 % P_2O_5) et la solution de lavage est ajoutée au préneutraliseur.

Le même équipement permet de fabriquer du MAP par l'un des deux procédés suivants :

1. Le préneutraliseur fonctionne avec un rapport moléculaire de 0,6 (un point de haute solubilité) et l'on ajoute dans le granulateur une nouvelle quantité d'ammoniac pour porter ce rapport à 1,0.
2. Le préneutraliseur fonctionne avec un rapport moléculaire d'environ 1,4 et l'on ajoute dans le granulateur de l'acide phosphorique pour ramener ce rapport à 1,0.

Dans la fabrication du MAP, il n'est pas nécessaire de récupérer l'ammoniac par lavage dans une solution acide, mais tous les effluents gazeux sont lavés pour récupérer la poussière et les vapeurs.

Une amélioration récente du procédé de la TVA pour la fabrication de DAP est de remplacer le préneutraliseur par un réacteur tubulaire. L'ammoniac et l'acide phosphorique réagissent dans un tuyau qui va directement au granulateur.

Figure 6. Influence du rapport moléculaire NH_3/H_3PO_4 sur la solubilité du phosphate d'ammonium à 75 °C

La vapeur produite par la réaction se dégage dans celui-ci et est balayée par un courant d'air. Cette disposition est plus simple et moins coûteuse que le préneutraliseur. Un autre avantage est que, en employant de l'acide phosphorique plus concentré, on réduit la teneur en eau de la bouillie entrant dans le granulateur et, par conséquent, on abaisse le rapport de recyclage. Torney signale que, dans une usine australienne utilisant le réacteur tubulaire, le rapport de recyclage est de 3/1, contre 5/1 dans le cas du préneutraliseur [6]. Un système quelque peu analogue est employé en Espagne par S.A. Cros pour fabriquer du DAP et des engrais composés de divers dosages [7]. L'utilisation des réacteurs tubulaires dans les techniques de granulation sera traitée plus en détail dans une section ultérieure du présent chapitre et dans le chapitre XIX ("Engrais composés").

Récemment, Danos, du Jacobs Engineering Group Inc., a décrit un procédé de fabrication du DAP utilisant un réacteur tubulaire et éliminant la nécessité du séchage [8]. On envoie dans le réacteur tubulaire environ 65 % de l'ammoniac utilisé; il y réagit avec un mélange d'acide phosphorique à 52 % d'anhydride phosphorique, de liquide de lavage contenant de l'acide phosphorique partiellement neutralisé et d'une petite quantité d'acide sulfurique. A la sortie du réacteur tubulaire, le mélange visqueux et mousseux de bouillie et de vapeur est envoyé directement dans un granulateur à tambour rotatif, par de multiples tuyères de pulvérisation, sur une couche de matière recyclée par un asperseur dans le granulateur de façon à amener le rapport atomique N/P à 1,8. A la sortie du granulateur, les granules contiennent environ 2 % d'humidité, chiffre ramené à 1,2 % après refroidissement de 98 à 52 °C. Aucun séchage n'est nécessaire et le rapport de recyclage, 2,5/1, n'est qu'à peu près la moitié de celui de la plupart des procédés utilisant une bouillie. Danos estime que, pour une usine d'une capacité de 60 t/h, on réalise une économie de 1,1 million de dollars sur le coût en capital et de 583 000 dollars sur les coûts annuels d'exploitation, parce qu'on n'a plus besoin de combustible pour le chauffage et qu'on consomme moins d'électricité [8].

Le procédé ci-dessus est, en principe, le même que celui utilisé dans une usine pilote lors de la douzième Demonstration of Fertilizer Technology de la TVA, les 18 et 19 octobre 1978 [9]. L'équipement est semblable à celui décrit dans le chapitre XIX, au sujet de la "Granulation par fusion" (voir figures 10 et 11 de ce chapitre). Une partie de l'acide phosphorique est utilisée dans un laveur pour récupérer l'ammoniac et la poussière contenus dans l'effluent gazeux de l'ammoniaqueur et du refroidisseur. Le réacteur tubulaire reçoit de l'acide phosphorique d'une concentration comprise

entre 40 et 54 % d'anhydride phosphorique (y compris l'acide partiellement neutralisé venant du laveur), de l'ammoniac sous forme liquide ou gazeuse, de l'eau (si c'est nécessaire pour réguler la réaction) et, éventuellement, de l'acide sulfurique pour ajuster le dosage à 18-46-0. Le réacteur tubulaire envoie un mélange de vapeur et de matière fondue contenant peu d'humidité, par des tuyères de pulvérisation, dans le granulateur-ammoniaqueur à une température comprise entre 116 et 137 °C. Le rapport atomique N/P de la matière fondue est d'environ 1,4/1. On ajoute une nouvelle quantité d'ammoniac, à l'état gazeux, par un asperseur placé sous la couche de matière fondue, de façon à porter le rapport N/P à environ 1,95/1; ce chiffre ne tient pas compte de l'ammoniac qui se combine avec l'acide sulfurique lorsqu'on emploie celui-ci. Le produit sort de l'ammoniaqueur à une température de 86 à 92 °C et sa teneur en humidité est de 2,5 à 4,0 %; sa température est ramenée aux environs de 38 °C dans un refroidisseur; en même temps la teneur en humidité est ramenée à un chiffre compris entre 2 et 3 %. On affirme que le produit est satisfaisant du point de vue de la résistance à l'agglomération quand la teneur en humidité ne dépasse pas 3,0 %. Lorsqu'on ajoutait de l'acide sulfurique, à peu près 50 kg/tonne, le but était d'ajuster le dosage à 18-46-0. En l'absence d'acide sulfurique, le dosage était de 18,4 à 18,8 % N et 47,2 à 47,5 % d'anhydride phosphorique disponible, si l'acide phosphorique employé était clarifié. Toutefois, quand on se sert d'acide non clarifié provenant de certains phosphates à faible teneur, il peut être difficile d'atteindre le dosage de 18-46-0 [10].

Dans les essais à l'usine pilote de la TVA, 12 à 20 % de l'ammoniac employé se dégageaient, sous forme gazeuse, dans l'ammoniaqueur-granulateur et étaient recueillis par lavage avec une partie de l'acide phosphorique frais. Le rapport de recyclage variait de 2,5/1 à 4,1/1.

Il est à remarquer que, si une usine est conçue pour fabriquer du MAP ou du DAP par le procédé au réacteur tubulaire et s'il n'est pas prévu de sécheur, il est impossible de fabriquer du TSP et la régulation de la teneur en humidité du produit peut être plus difficile. Certains ingénieurs suggèrent donc qu'il faudrait prévoir un sécheur, au moins pour le produit final, pour assurer une plus grande souplesse, même s'il peut se faire que, la plupart du temps, on n'en ait pas besoin.

Le premier procédé Dorr-Oliver (aujourd'hui Jacobs-Dorreo) de granulation à partir de bouillie pour la fabrication de DAP ressemblait au procédé de la TVA, avec les exceptions suivantes :

1. Toutes les réactions avec l'ammoniac se faisaient dans des réacteurs; dans les cas du DAP, trois réacteurs en série fonctionnaient

avec des rapports moléculaires NH_3/PO_4 respectivement de 0,6, 1,4 et 1,85.

2. La granulation de la bouillie, avec le recyclage, se faisait dans un malaxeur.

Le rapport de recyclage était d'environ 8/1. Comme dans le procédé de la TVA, les pertes d'ammoniac étaient récupérées par lavage acide. On pouvait fabriquer du MAP et des produits intermédiaires entre MAP et DAP, en faisant varier le rapport moléculaire dans les réacteurs. Dans des modifications ultérieures, on a ajouté de l'ammoniac dans le malaxeur, ou l'on a remplacé celui-ci par un ammoniac-granulateur à tambour. Les autres améliorations ont été signalées à propos du TSP et dans la description du procédé à réacteur tubulaire de Jacobs Engineering.

Le procédé originel de la TVA et le procédé originel Dorr-Oliver ont été modifiés et améliorés; d'autres organisations ont mis au point des systèmes analogues fondés sur les mêmes principes. La figure 7 est un diagramme d'acheminement schématique du procédé Jacobs-Dorrco amélioré. Ce procédé et d'autres procédés de granulation à partir de bouillie peuvent s'adapter à la fabrication de divers engrais composés par addition de sels de potasse, d'urée, de nitrate ou de sulfate d'ammonium.

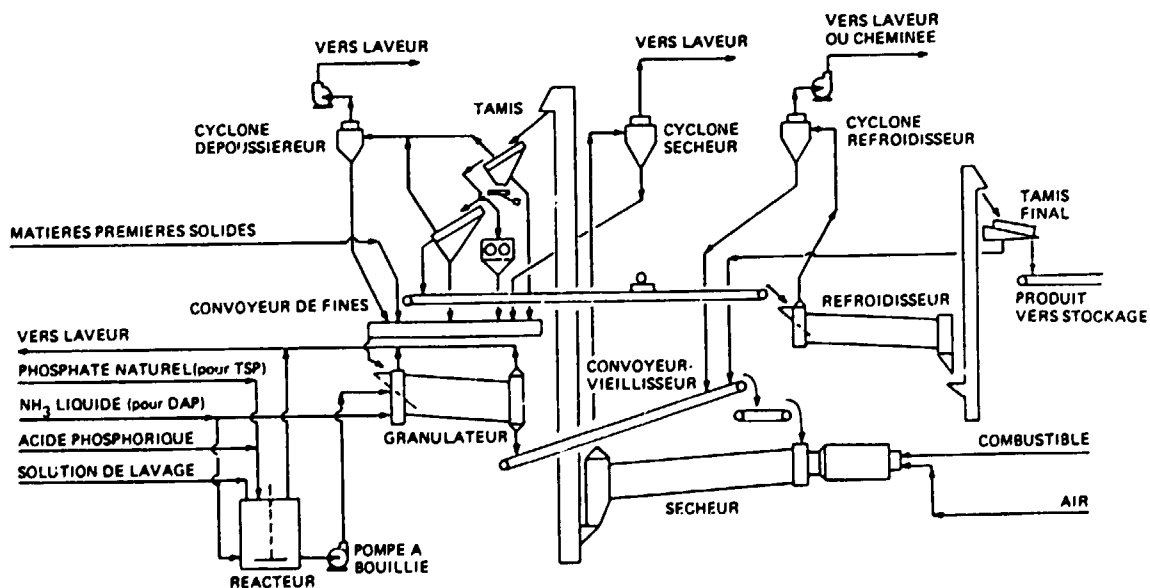
Le MAP et le DAP obtenus à partir d'acide fabriqué par voie humide ont d'ordinaire de très bonnes propriétés physiques. Leurs propriétés en cours de stockage et la plus ou moins grande facilité de granulation dépendent de la teneur en impuretés; une structure d'impuretés analogue à un gel, contenant surtout des phosphates d'alu-

minium et de fer, favorise la granulation et aide à prévenir l'agglomération, même pour des teneurs en humidité moyennement élevées, environ 3%. En revanche, les phosphates d'ammonium purs sont difficiles à granuler et ont tendance à une forte agglomération en stockage, même si la teneur en humidité est très faible, à moins qu'ils ne soient enrobés. On a démontré que l'addition d'impuretés, en particulier de composés de l'aluminium, peut améliorer la granulation et la qualité du produit lorsque l'acide ne contient pas assez d'impuretés pour cela. De plus, l'addition d'une petite quantité de phosphate naturel à l'acide phosphorique, avant réaction avec l'ammoniac, peut améliorer la granulation.

Une évolution récente est le développement de la production de MPA non granulé, destiné à servir de produit intermédiaire dans la fabrication d'engrais composés. La capacité mondiale a été estimée, en décembre 1973, compte tenu des usines en construction, à 3,4 millions de t/an. Le plus souvent, la fabrication se fait dans de grandes usines adjacentes à des usines d'acide phosphorique. Le produit est souvent envoyé à de petites usines de granulation pour la fabrication d'engrais composés.

Scottish Agricultural Industries (SAI), Fisons Ltd., Swift Agricultural Chemicals (aujourd'hui Estech) et Nissan ont mis au point des procédés de fabrication de MAP non granulé. En général, le but est d'arriver à une méthode simple et bon marché en supprimant la granulation, le recyclage et le séchage, mais le produit doit avoir des propriétés physiques suffisamment bonnes pour permettre le stockage, la manutention et le trans-

Figure 7. Procédé Jacobs-Dorrco de granulation à partir de bouillie



port, sans que l'agglomération ou la production de poussières posent trop de problèmes.

Dans le procédé Fisons (figure 8), de l'acide phosphorique d'une concentration d'environ 50 % réagit avec de l'ammoniac gazeux sous une pression relative de 2,1 kg/cm². La chaleur de la réaction élimine une partie de l'eau sous forme de vapeur surchauffée. La bouillie qui reste contient 9 à 10 % d'eau; sa température est de 170 °C et son pH de 3,5 à 4,0. Elle est envoyée dans une tour de pulvérisation par une tuyère spéciale. Une nouvelle quantité d'eau s'évapore pendant que les gouttelettes refroidissent et se solidifient en tombant à travers un courant d'air ascendant. Le produit, dont le nom commercial est Minifos, contient environ 6 % d'eau; le dosage va de 10-50-0 à 12-56-0 suivant la teneur en impuretés de l'acide. Il se présente sous forme de petites particules rondes, appelées "microprills", d'une granulométrie comprise entre 0,1 et 1,5 mm.

Dans le procédé Swift (figure 9), l'acide phosphorique à 50 % de P₂O₅ et l'ammoniac liquide réagissent dans une tuyère à deux liquides qui les envoie dans un réacteur tubulaire. Le mélange de MAP finement divisé et de vapeur est éjecté dans une tour de refroidissement où de l'air envoyé à contre-courant enlève la vapeur d'eau formée par la valeur de réaction et refroidit le produit, dont la teneur finale en humidité est de 3 à 5 %.

Dans le procédé Nissan, on emploie aussi une tour de pulvérisation où des gouttelettes d'acide phosphorique réagissent avec de l'ammoniac dans un courant d'air ascendant.

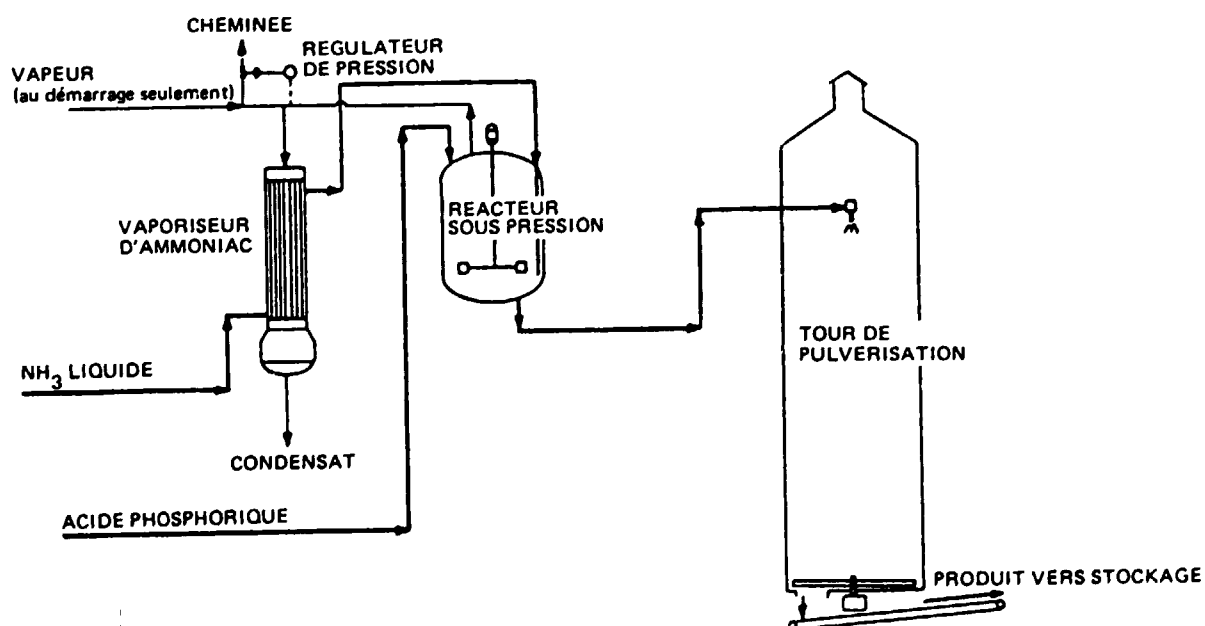
Dans le procédé des Scottish Agricultural Industries (SAI) (figure 10), l'acide phosphorique à environ 50 % est neutralisé par de l'ammoniac dans un réacteur, le rapport moléculaire étant d'environ 1,35. La bouillie chaude obtenue est mélangée avec une nouvelle quantité d'acide phosphorique dans un mélangeur spécial à deux arbres quelque peu analogue à un malaxeur à hélice, où la masse est désintégrée en petites particules qui dégagent de la vapeur d'eau. L'évaporation de l'eau se produit pendant les deux stades. Le produit, vendu sous le nom commercial de "PhoSAI" contient normalement 6 % d'eau, 11 % d'azote et 50 % d'anhydride phosphorique soluble dans l'eau [11]. On peut modifier le procédé pour produire un phosphate diammonique non granulé, appelé "Di-PhoSAI" ou un phosphate-sulfate d'ammonium.

Des articles récents étudient les propriétés de stockage et de granulation du MAP obtenu par différents procédés [12, 13]. On attribue les propriétés plus satisfaisantes du produit obtenu à basse température (procédé SAI) à la précipitation, sous forme gélatineuse, d'impuretés qui enrobent les cristaux de MAP.

Polyphosphate d'ammonium

La TVA a mis au point un procédé de fabrication de ce produit et, vers la fin de 1973, a mis en service une usine de démonstration d'une capacité de 13 à 17 t/h, qui produit alternativement du polyphosphate d'ammonium simple et un

Figure 8. Procédé Fisons de fabrication de "Minifos"



mélange d'urée et de phosphate d'ammonium; la figure 11 en donne un diagramme d'acheminement.

Ce procédé se fonde sur l'utilisation de la chaleur de réaction de l'acide phosphorique à 54 % sur l'ammoniac gazeux pour évacuer l'eau et déshydrater le phosphate d'ammonium; on obtient ainsi un produit fondu qui peut être granulé avec

ou sans addition d'urée ou d'autres composés. La principale réaction a lieu dans un réacteur tubulaire où la température atteint 210 à 230 °C. La matière fondue contient d'ordinaire 15 à 25 % de l'anhydride phosphorique sous forme de polyphosphate, mais on peut porter ce chiffre à 50 % ou plus en préchauffant l'acide et l'ammoniac ou

Figure 9. Procédé Swift de fabrication de MAP pulvérulent

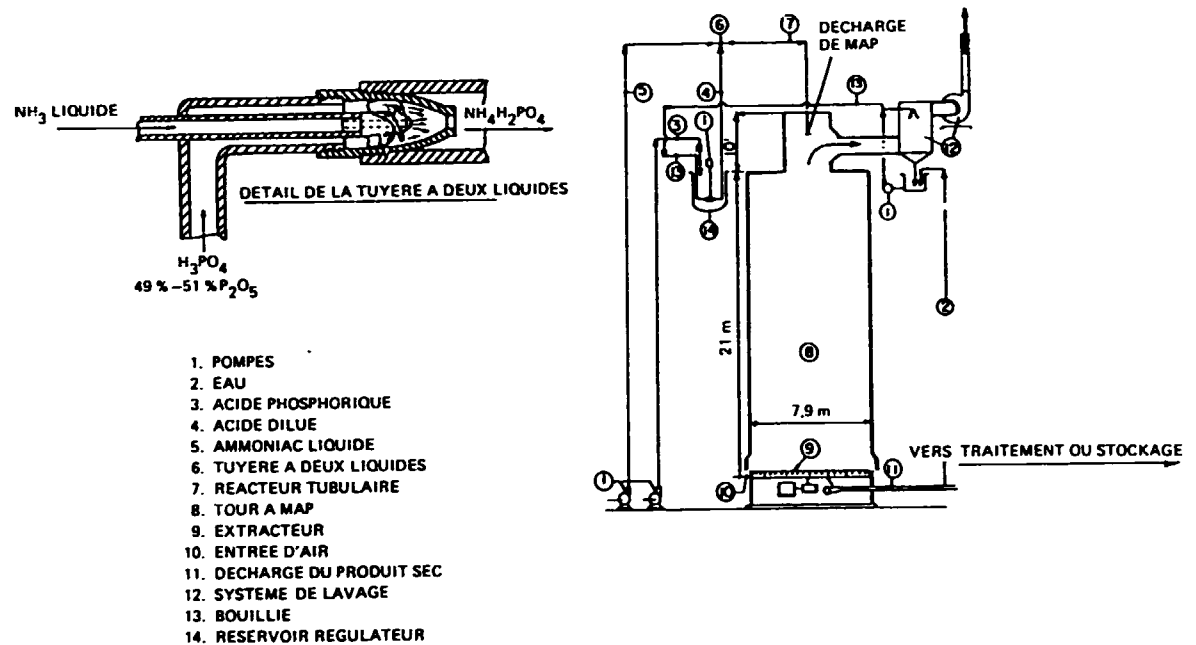


Figure 10. Procédé SAI de fabrication de MAP non granulé

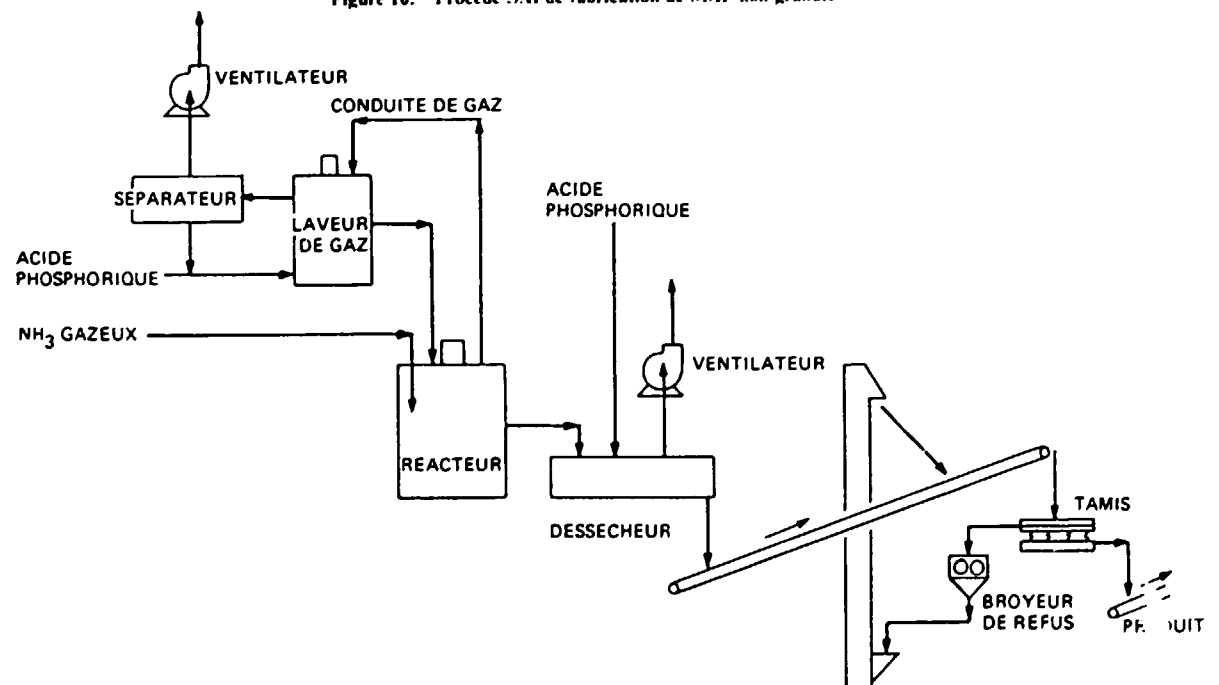
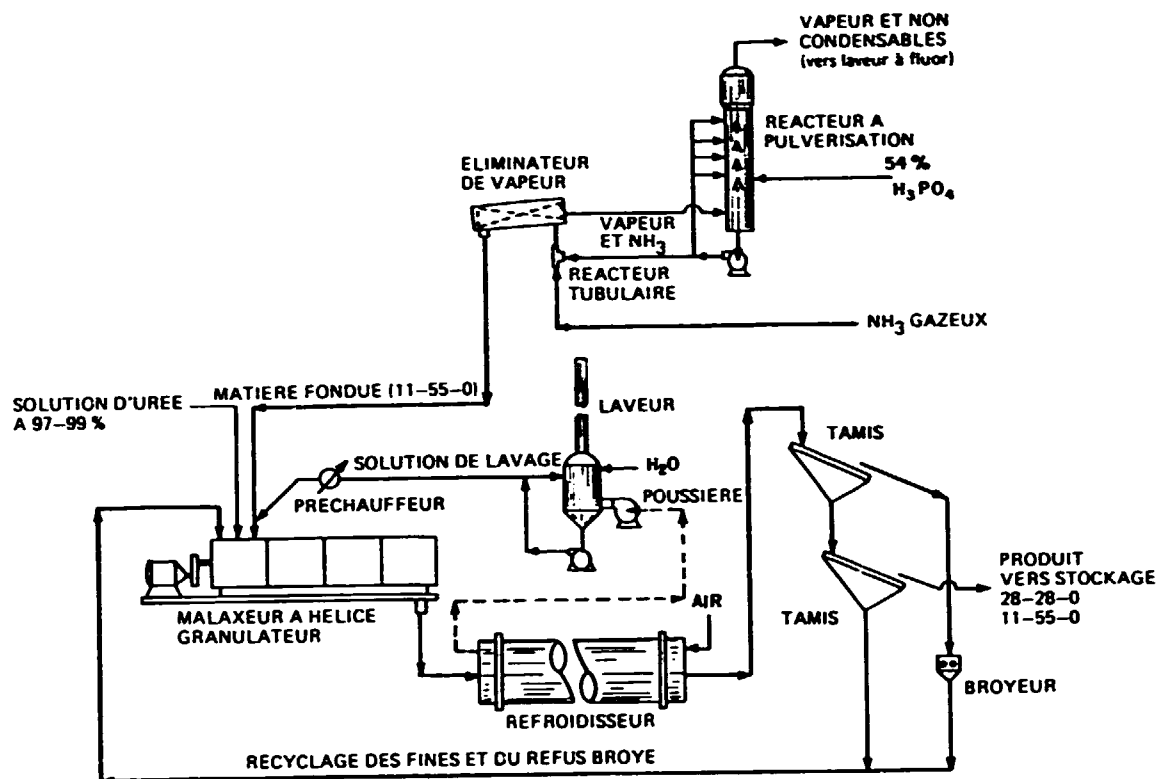


Figure 11. Procédé de la TVA au réacteur tubulaire et malaxeur à hélice pour la fabrication d'un mélange granulé de polyphosphate d'ammonium et d'urée



en employant un acide phosphorique plus concentré. La granulation se fait au moyen d'un malaxeur à hélice dans l'usine de démonstration, d'un granulateur rotatif dans l'usine pilote. Le dosage ordinairement obtenu dans l'usine de démonstration est 11-55-0; dans l'usine pilote, on a obtenu des dosages plus élevés, tels que 12-57-0, en employant un acide phosphorique plus pur. Si l'on ajoute de l'urée, on a des dosages de 28-28-0 et de 36-17-0.

Le principal avantage du procédé est qu'on obtient, sans séchage, des produits à très faible teneur en humidité. La suppression du sécheur rotatif et de ses accessoires permet une diminution importante de l'investissement et de la quantité d'énergie nécessaire (combustible et électricité). Un autre avantage est que le produit a une conservation exceptionnellement bonne, ce que l'on attribue à la présence de polyphosphate et à la faible teneur en humidité.

La TVA estime que, par rapport à un procédé utilisant la bouillie, l'économie sur le coût en capital serait de 740 000 dollars pour une usine de 30 t/h, de 1 120 000 dollars pour une capacité de 50 t/h, soit 20 à 25 % du coût aux limites des batteries d'une installation avec granulation. L'économie en énergie a été estimée à 7 kWh et 140 000 kcal de combustible par tonne de produit

(11-55-0). L'économie en combustible serait en partie compensée par la plus grande quantité de vapeur nécessaire pour concentrer l'acide phosphorique jusqu'à une teneur de 54 % en anhydride phosphorique, alors que, dans le procédé utilisant la bouillie, la moyenne est d'environ 40 %.

Norsk Hydro a mis au point une méthode de prillage par l'air de MAP fondu contenant des polyphosphates [14]. La matière fondue est produite dans un réacteur tubulaire. Le dosage est 11 à 12 % d'azote et 57 à 58 % d'anhydride phosphorique, suivant la composition de l'acide.

C. Autres engrais obtenus à partir de l'acide phosphorique

1. Phosphates-sulfates d'ammonium

Des engrais appelés phosphates-sulfates d'ammonium ont été très employés pendant de longues années, et le sont encore dans de nombreuses régions. Le dosage le plus connu est 16-20-0; le produit consiste essentiellement en MAP et sulfate d'ammonium. Une raison de la popularité de ce produit est qu'il est peu hygroscopique. Nous donnons ci-dessous l'hygroscopicité, mesurée par l'humidité relative critique (CRH), de certains

engrais phosphatés et azotés et de leurs mélanges; nous en parlerons davantage dans le chapitre XXII. Les valeurs indiquées concernent des produits chimiques purs; les impuretés des engrais peuvent diminuer quelque peu l'humidité relative critique.

	Humidité relative critique à 30 °C
Phosphate monoammonique (MAP)	91,6
Phosphate diammonique (DAP)	82,8
Sulfate d'ammonium (AS)	79,2
Urée (U)	72,5
Nitrate d'ammonium (AN)	59,4
Mélanges	
MAP - DAP	78
MAP - AS	76
MAP - U	65
MAP - AN	58
DAP - U	62
DAP - AN	59

Il est évident que le MAP est le moins hygroscopique (à la plus haute humidité relative critique) des produits énumérés et que le sulfate d'ammonium est le moins hygroscopique des engrais azotés simples. Quand on a besoin d'un engrais dont le rapport azote/anhydride phosphorique est supérieur à celui du DAP (0,4/1,0), le mélange de MAP et de sulfate d'ammonium est le moins hygroscopique.

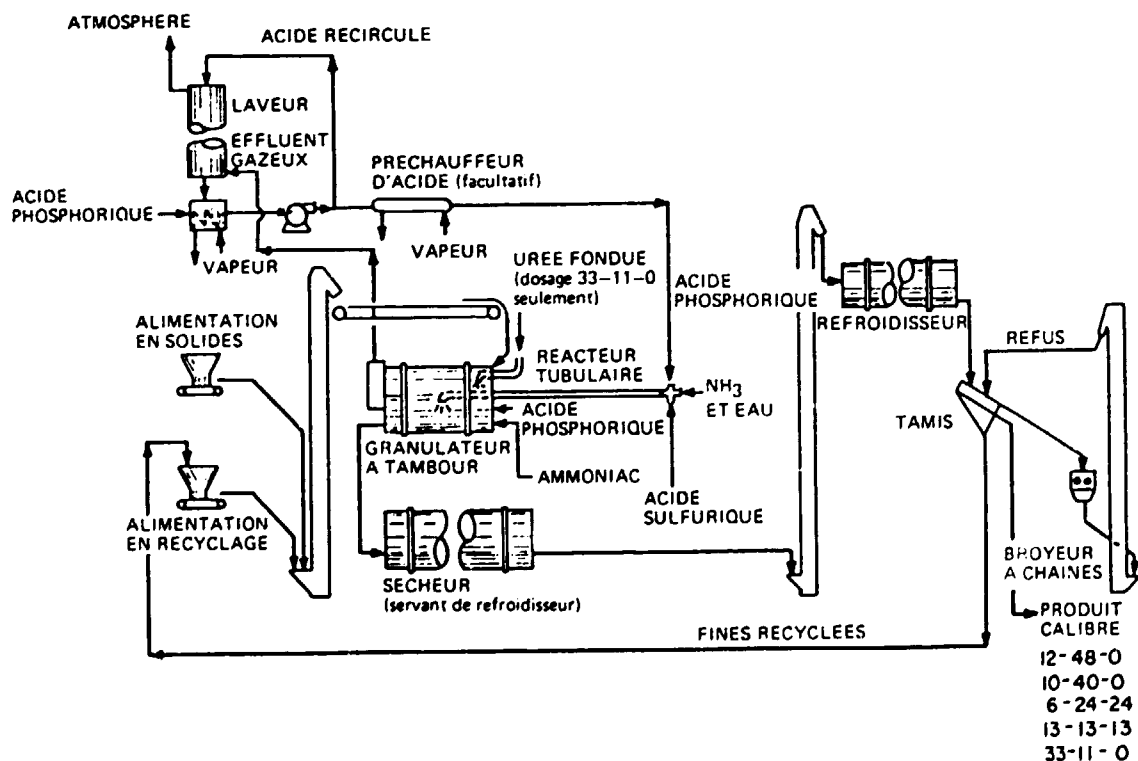
Un autre avantage des phosphates-sulfates d'ammonium est leur teneur en soufre, qui est

utile, du point de vue agronomique, pour de nombreuses plantes et de nombreux sols.

Des phosphates-sulfates d'ammonium ont été obtenus par le procédé Dorr-Oliver (précédemment décrit), depuis 1933, et plus récemment par d'autres procédés de granulation à partir de bouillie. La méthode usuelle se fonde sur la réaction des acides sulfurique et phosphorique avec l'ammoniac, bien que l'on puisse utiliser du sulfate d'ammonium obtenu comme sous-produit. Outre 16-20-0 et 11-48-0, on fabrique plusieurs engrais NPK tels que 14-28-14, 12-36-12 et 13-13-13.

Plus récemment encore, la TVA a mis au point le procédé à réacteur tubulaire représenté par la figure 12. La plus grande partie de la réaction des acides phosphorique et sulfurique avec l'ammoniac se produit dans un tuyau qui envoie un mélange fondu dans le granulateur à tambour. La vapeur produite par la chaleur de réaction est éliminée du granulateur par un courant d'air. Un avantage de ce procédé est que la chaleur de réaction sert à sécher le produit; aucun sécheur n'est donc nécessaire. Un autre avantage sur les procédés utilisant une bouillie est le rapport de recyclage relativement faible, entre 2/1 et 3/1 pour 12-48-0, entre 1/1 et 2/1 pour 13-13-13 et 6-24-24. Un procédé quelque peu analogue a été mis au point en Espagne par

Figure 12. Diagramme d'acheminement d'une usine pilote fabriquant des engrais granulés, utilisant le réacteur tubulaire de la TVA



S. A. Cros [7]. Dans les deux procédés, une partie de l'acide est pulvérisé sur la couche de matière contenue dans le granulater rotatif et réagit avec l'ammoniac injecté sous celle-ci, ce qui favorise la granulation et fournit une chaleur de réaction supplémentaire pour le séchage.

2. Phosphates-chlorures d'ammonium

Le chlorure d'ammonium est utilisé au Japon et dans quelques autres pays, tant comme engrais azoté simple que comme produit intermédiaire pour la fabrication d'engrais composés NP, NPK et PK. Ando a décrit brièvement le procédé de fabrication [15]. Il a signalé que, par rapport au sulfate d'ammonium, le chlorure d'ammonium est 10 % meilleur marché par unité d'azote (au Japon en 1970) et qu'il est plus concentré, 25 % d'azote contre 21 %. L'acide phosphorique filtré, obtenu par voie humide, est traité par l'ammoniac pour obtenir une bouillie de MPA qui est envoyée à un malaxeur à hélice avec le chlorure de potassium (facultatif) et d'autres engrais. Ando rapporte que la granulation dans le malaxeur à hélice était moins facile qu'avec le sulfate d'ammonium, mais que la difficulté avait été surmontée. Le rapport de recyclage variait de 2/1 à 4/1. La teneur en humidité du produit était de 5 à 6 % à la sortie du granulater, de 0,5 à 0,8 % après séchage. Le principal dosage d'engrais NP était 18-22-0; le dosage des engrais NPK était 14-14-14 ou 12-18-14 [16].

3. Phosphates-nitrates d'ammonium (APN)

Plusieurs procédés permettent d'obtenir des engrais contenant du phosphate et du nitrate d'ammonium, mais la plupart d'entre eux servent à fabriquer des engrais NPK et seront étudiés de façon plus approfondie à propos des "Engrais composés".

Leyshon, dans sa description de 1967 d'une granulation de bouillie dans un malaxeur, a signalé qu'une usine roumaine produisait un engrais 23-23-0 et que plusieurs autres fabriquaient divers engrais NPK [17]. La bouillie était obtenue en traitant par l'ammoniac de l'acide phosphorique et de l'acide nitrique. Detunc a décrit un procédé Pechiney-Saint-Gobain où une solution de nitrate d'ammonium à 97 % et une bouillie de phosphate d'ammonium étaient envoyées dans un granulater à tambour rotatif [18]. La bouillie de phosphate d'ammonium était produite en traitant, dans un préneutraliseur, l'acide phosphorique par de l'ammoniac, le rapport moléculaire NH_3/PO_4 étant de 0,6; on ajoutait dans le granulater une nouvelle quantité d'ammoniac de façon à porter ce rapport à 1,05.

Le principal produit fabriqué était 17-17-17. La TVA a fait fonctionner pendant plusieurs années une usine de démonstration produisant de l'APN 25-25-0 et 30-10-0. La bouillie, ou la solution concentrée, était préparée par réaction de l'ammoniac sur de l'acide nitrique et de l'acide phosphorique; on évaporait ensuite la solution pour ramener la teneur en humidité vers 5 % et on granulait la bouillie résultante dans un granulater à bac. La production était d'environ 20 t/h. Le mélange d'acides phosphorique et nitrique était neutralisé d'abord par de l'ammoniac jusqu'à obtention d'un pH de 1,6; le mélange était concentré, puis neutralisé jusqu'à un pH de 5,6, pour obtenir la solution concentrée chaude (170 °C) destinée à la granulation [19].

Les SAI ont aussi mis au point un système de neutralisation simultanée des acides phosphorique et nitrique pour obtenir une solution concentrée d'APN en neutralisant de l'acide phosphorique par des solutions ammoniaquées de nitrate d'ammonium (chapitre X). Cette méthode est utilisée, aux Etats-Unis, dans de nombreuses petites installations de granulation, mais la solution entre dans la formule d'engrais composés.

Sheldrick a décrit le procédé Fisons de granulation de mélange fondu pour la fabrication d'APN tel que 24-24-0 [21]. Monsanto Chemical Co. a prillé de l'APN fondu; des procédés analogues, avec addition de potasse, ont été mis au point par Stamicarbon et par Albright et Wilson (voir chapitre XIX). Le mélange fondu contient d'ordinaire une certaine quantité de polyphosphate, ce qui abaisse le point de fusion.

4. Urée-phosphates d'ammonium (UAP)

Les mélanges d'urée avec du phosphate d'ammonium représentent le dernier stade, avec les produits disponibles, du progrès vers des engrais à plus haut dosage. Beaucoup de fabricants d'engrais composés utilisent dans leurs formules une certaine quantité d'urée et d'ammonium, mais un assez petit nombre se bornent à ces deux produits.

Au Japon, on fabrique depuis de longues années des engrais fondés principalement sur l'urée et le phosphate d'ammonium. Ando a décrit divers procédés qui étaient en usage en 1970 [15]. Le phosphate d'ammonium était fourni soit sous forme de bouillie obtenue sur place en traitant l'acide phosphorique par l'ammoniac, soit sous forme solide (MAP ou DAP). L'urée était à l'état solide ("prills" ou cristaux moulus), à l'état liquide ou en solution concentrée. On employait divers types de granulaters, surtout des tambours rotatifs, mais certaines usines utilisaient des granulaters à bac, des malaxeurs à hélice et d'autres modèles.

Un document plus récent donne une description détaillée d'une installation de granulation produisant des UAP tels que 28-28-0, 22-22-11, 18-18-18, etc. [22]. Les principales matières premières sont des "prills" d'urée moulus, du phosphate d'ammonium séché par pulvérisation (12-50-0) et des sels de potasse.

Une caractéristique inhabituelle de l'installation est un réacteur à méthylène-urée, qui sert à fabriquer certains engrais NPK. Une partie de l'urée est envoyée avec une solution de formaldéhyde dans le réacteur, chauffé à la vapeur, ce qui donne une bouillie contenant, outre la méthylène-urée, de l'urée qui n'a pas réagi, de la monométhylène-diurée, de la diméthylène-triurée et de la triméthylène-tétraurée. Le but est de faciliter le séchage, d'améliorer les propriétés physiques des produits et de fournir une certaine quantité d'azote à action lente.

Une autre caractéristique particulière est un ammoniac-mélangeur rotatif à rouleaux. Son rôle est de recevoir les matières premières solides, les fines recyclées et la bouillie de méthylène-urée (éventuellement) et de bien les mélanger par pétrissage. On ajoute de l'ammoniac dans le mélangeur, mais, dans l'exemple donné, en petite quantité, 6 kg par tonne de 18-18-18. Le produit va ensuite à un granulateur rotatif, puis à un sécheur, à des tamis, à un refroidisseur et un tambour d'enrobage. A la sortie du granulateur, la teneur en humidité est normalement d'environ 3%; elle est réglée par l'addition de vapeur et/ou d'eau dans le granulateur ou le mélangeur et par la teneur en humidité de la bouillie de méthylène-urée. La température dans le granulateur est d'environ 63°C et le rapport de recyclage de 2,0/1 à 2,5/1. Les formules indiquées dans le document montrent qu'on ne se sert pas du réacteur à méthylène-urée pour le dosage 28-28-0, mais qu'on l'emploie pour plusieurs engrais NPK où le rapport moléculaire urée-formaldéhyde est de 3/1 à 7/1. L'auteur signale aussi que l'on peut ajouter du gypse pour faciliter la granulation; pour certains dosages, on ajoute du magnésium ou du manganèse et, dans certains produits, des inhibiteurs de nitrification (chapitre XXI).

La TVA a consacré plusieurs années à la mise au point de procédés pour l'UAP. Elle a commencé par ajouter de l'urée dans son procédé de fabrication de DAP granulé à partir de bouillie. Dans les essais en usine pilote, les dosages ont varié de 38-13-0 à 21-42-0. L'urée était ajoutée dans le granulateur soit à l'état solide (cristaux ou "prills"), soit en solution concentrée. Cette méthode générale a été utilisée dans au moins deux usines indiennes pour fabriquer, avec de l'urée solide, divers produits, dont 28-28-0.

Nous avons déjà signalé que la TVA fabrique actuellement de l'UAP par granulation, dans un malaxeur à hélice, d'un mélange de polyphosphate d'ammonium et d'urée fondus. On fabrique surtout (16 t/h) le dosage 28-28-0, mais aussi du 35-17-0. Le rythme de la production est limité par la capacité de l'unité de synthèse de l'urée. Dans une usine pilote de la TVA, un mélange fondu d'UAP a été prillé dans l'huile. Norsk Hydro a mis au point, à l'échelle de l'usine pilote, un procédé de prillage de l'UAP dans l'air, avec ou sans addition de potasse [23]. A la TVA, le polyphosphate d'ammonium fondu était mélangé avec de l'urée fondue immédiatement avant prillage. Dans une variante du procédé Norsk Hydro, du MAP solide préchauffé est mélangé avec de l'urée fondue avant prillage, ou, inversement, de l'urée solide préchauffée est mélangée avec du MAP fondu. Les "prills" sont relativement gros, en moyenne 1,8 mm, durs et denses. Les dosages produits ont été 29-29-0 et 38-16-0. La figure 13 est un diagramme du procédé Norsk Hydro.

D. Utilisation de l'acide phosphorique dans des procédés de granulation

L'acide phosphorique est souvent employé dans la granulation d'engrais composés pour fournir une partie de l'anhydride phosphorique dans des formules où le reste de ce composé provient de superphosphate simple ou triple ou de phosphates d'ammonium. L'acide est en général pulvérisé dans le granulateur et, pendant la granulation, on ajoute de l'ammoniac ou une solution aminoniacale pour le neutraliser. La chaleur de réaction favorise la granulation et l'évaporation de l'eau. On a utilisé pour cela de l'acide phosphorique de qualité marchande, à 54% d'anhydride phosphorique, et de l'acide superphosphorique, à 69 à 72% (chapitre XIX).

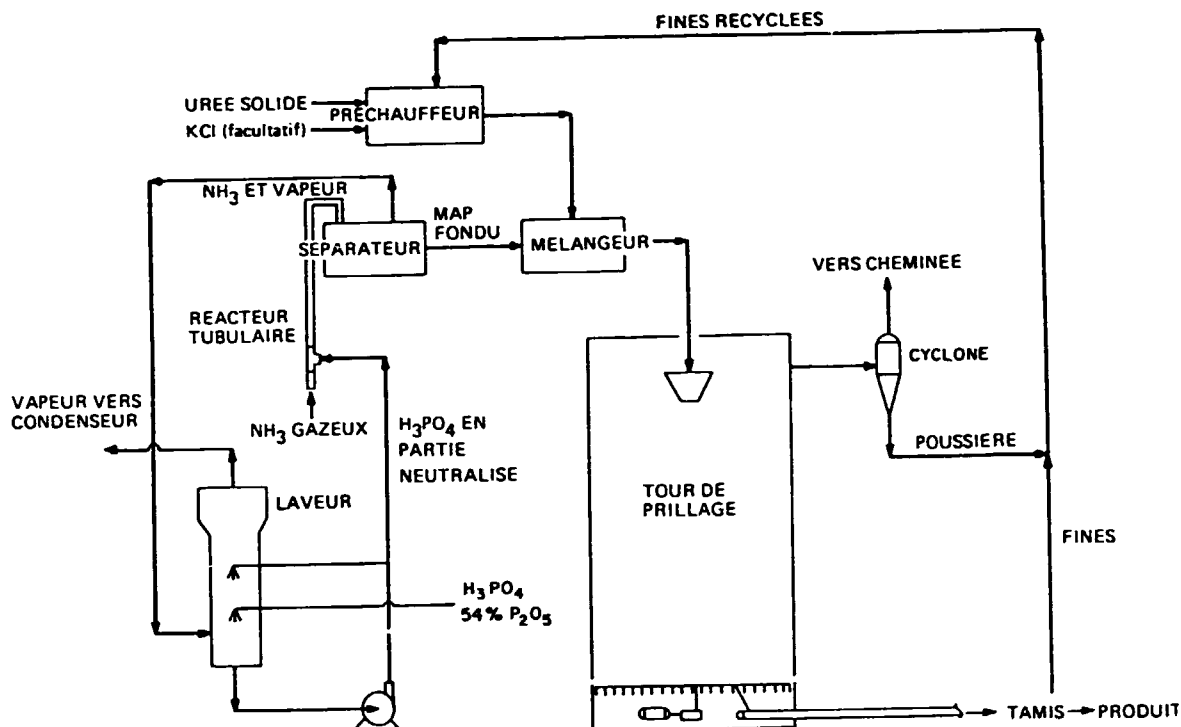
E. Utilisations diverses de l'acide phosphorique dans la fabrication d'engrais

Une utilisation de l'acide phosphorique qui semble prometteuse est la fabrication de phosphates de potassium (chapitre XVI).

Des quantités appréciables d'acide phosphorique, mais qui ne constituent qu'un assez faible pourcentage, sont utilisées pour l'application directe au sol, en particulier sur les sols alcalins.

Les engrais retards, $MgNH_4PO_4$, ou des mélanges de ces deux sels constituent une autre utilisation. Des composés de formule générale MNH_4PO_4 , où M peut être un ion bivalent tel que

Figure 13. Procédé Norsk Hydro de fabrication d'UAP



Fe, Mn, Cu ou Zn, ont été essayés comme source à action lente d'oligo-éléments.

Le phosphate d'urée $\text{CO}(\text{NH}_2)_2 \cdot \text{H}_3\text{BO}_3$ est un composé intéressant qu'on a envisagé d'employer comme engrais, mais il semble préférable de l'utiliser comme produit intermédiaire pour la fabrication d'engrais solides et liquides à haute dosage. Ces possibilités sont actuellement examinées par la TVA et par d'autres [9, 24].

Des utilisations importantes, étudiées dans d'autres chapitres, sont la production d'engrais liquides (chapitre XIX) et de nitrophosphates (chapitre XV).

F. Etude comparée, sur le plan économique, du TSP, du DAP et du MAP

Une question qui se pose souvent est celle du choix d'un produit phosphaté à fabriquer à partir d'acide phosphorique. Avec les techniques actuellement bien établies, le choix est souvent entre MAP, DAP, TSP ou des engrais composés à base de ces produits. Ils peuvent tous être fabriqués dans une installation de granulation à partir de bouillie; il est donc possible de construire une usine pouvant fournir alternativement les trois produits, bien que son coût soit quelque peu plus élevé que si elle était conçue pour un seul.

Lorsqu'on peut prévoir des débouchés pour deux ou trois produits, cette souplesse d'utilisation est probablement désirable et beaucoup d'usines ont été réalisées de cette façon. Dans les grandes usines, il peut y avoir deux ou trois installations de granulation, mais même alors, il est bon de pouvoir modifier les proportions des divers composés fabriqués, afin de s'adapter à la demande du marché.

Une même installation de granulation aura des capacités différentes pour des produits différents. Par exemple, cette capacité peut n'être, pour le TSP, que de 65 à 70 % de ce qu'elle est pour le DAP, à cause du taux de recyclage plus élevé dans le premier cas. En d'autres termes, une installation de granulation destinée à produire du TSP à partir de bouillie doit être plus importante, à capacité de production égale, pour le TSP que pour le DAP.

Comme le TSP exige un phosphate finement moulu, il faut tenir compte du coût de l'équipement nécessaire pour cela. Si l'atelier de TSP est associé à une unité de production d'acide phosphorique par voie humide, il est parfois possible d'utiliser le même équipement de broyage pour l'un et l'autre. Cependant, quand on fabrique de l'acide phosphorique, il arrive souvent que la mouture soit faite en milieu humide, ou soit peu poussée, ou même soit complètement supprimée.

tandis que la fabrication de TSP exige du phosphate sec finement moulu. De plus, dans de nombreuses usines, on emploie du phosphate à dosage plus élevé pour le TSP que pour l'acide. Il est donc parfois nécessaire d'avoir deux installations de mouture distinctes.

Outre les facteurs ci-dessus, toute comparaison économique dépendra du plan d'ensemble, du fait que l'acide phosphorique et l'ammoniac sont, ou non, fabriqués au même endroit et du fait que l'usine est, ou non, adjacente à une mine de phosphate naturel.

Pour comparer, sur le plan économique, la production de TSP (trois procédés), de DAP (deux procédés) et de MAP (deux procédés), les hypothèses suivantes ont été faites :

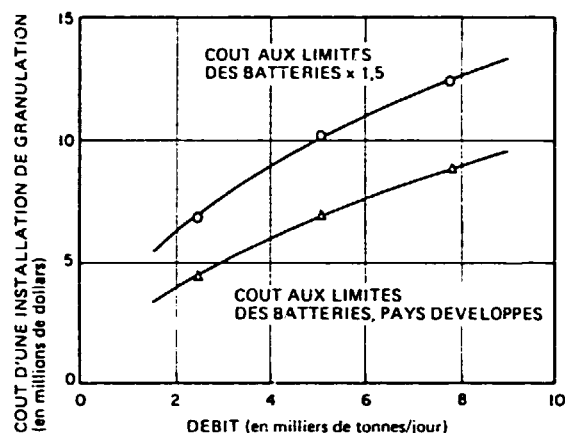
1. L'unité de production est supposée faire partie d'un complexe; on n'a donc tenu compte d'aucun stockage de matières premières ou de composés intermédiaires en outre de ce qui est nécessaire pour le procédé. Si l'acide phosphorique ou l'ammoniac n'est pas fabriqué sur place, il faudra prévoir un stockage.
2. Les installations de stockage du produit final sont examinées séparément et il n'en est pas tenu compte pour établir le coût en capital.
3. Les prix des matières premières et des produits intermédiaires sont à peu près les cours actuels (1978) du marché mondial, mais, comme aucune implantation spécifique n'a été adoptée, il n'a pas été tenu compte du coût du transport. Ces prix sont :

Acide phosphorique (54 % P ₂ O ₅)	200 dollars/t de P ₂ O ₅
Ammoniac	120 dollars/t
Phosphate naturel (33 % P ₂ O ₅)	25 dollars/t
Urée (en vrac)	120 dollars/t

4. La capacité de l'usine est de 800 t/j, 264 000 t/an.
5. Le coût de la granulation est lié au débit conformément à la figure 14. Ce débit est le taux de production plus le taux de recyclage. Par exemple, pour une production de 800 t/j avec un rapport de recyclage de 5/1, le débit sera $(5 \times 800) + 800 = 4 800$ t/j.
6. Pour notre propos, le coût total de l'usine est pris égal à 1,5 fois le coût aux limites des batteries pour une implantation en zone industrialisée dans un pays développé.

Les tableaux 2 et 3 donnent les quantités de fournitures nécessaires, d'après ces hypothèses; les tableaux 4 et 5, le coût estimé de production à l'entrée du stockage.

Figure 14. Coût en capital d'installations de granulation en fonction du débit (débit = production + recyclage)



Parmi les trois procédés de fabrication du TSP considérés, c'est la granulation en sortie de cave qui entraîne l'investissement et le coût d'exploitation les plus faibles, mais on en a peu d'expérience. Des deux autres procédés, plus répandus, le procédé par granulation de bouillie conduit à un investissement supérieur, mais le coût d'exploitation est moindre. Ce dernier est plus élevé dans le cas du procédé à deux stades parce que, en fait, il y a trois stades : 1) préparation de TSP non granulé, 2) 30 jours de mûrissement, 3) granulation du superphosphate après mûrissement. On a admis que le coût en capital du mûrissement en stock, y compris l'équipement d'élimination du fluor et le matériel de maintenance, s'élevait à 50 dollars par tonne de capacité de stockage. Si l'on ajoute au coût en capital la valeur du produit en cours de mûrissement, environ deux millions de dollars, c'est pour ce procédé que le coût en capital est le plus élevé.

Si l'on compare le coût net de l'anhydride phosphorique contenu dans les phosphates d'ammonium d'une part, dans le TSP d'autre part, en admettant un coût de l'azote égal au coût d'une quantité équivalente d'urée, il est évident que le DAP est la source la meilleur marché d'anhydride phosphorique. Pour le MAP obtenu par le procédé par fusion, le coût net de l'anhydride phosphorique est un peu moindre qu'avec le TSP obtenu par le procédé le moins coûteux.

A cause de sa concentration élevée en éléments nutritifs totaux, le DAP permet des économies sur le stockage, l'ensachage et le transport, comme le montre le tableau 6 qui indique les coûts à la sortie de l'usine d'une tonne de DAP par rapport à celui d'une tonne de TSP plus 0,39 t d'urée, mélange qui fournit la même quantité d'azote et d'anhydride phosphorique que le DAP.

Le coût du transport dépend, bien entendu, du moyen employé et de la distance; le coût des sacs dépend de la nature et de la taille des sacs nécessaires, compte tenu des conditions du marché. Cependant, le tableau 6 montre que, dans les conditions admises, on économise, sur le coût franco, 23 dollars, soit environ 12 %, si l'on

fabrique et commercialise 0,18 tonne d'azote et 0,46 tonne d'anhydride phosphorique sous forme de DAP, par rapport à l'ensemble TSP + urée.

Cet exemple ne suppose pas que le TSP et l'urée soient mélangés; le mélange aurait de mauvaises propriétés physiques, parce que les deux produits sont incompatibles.

TABLEAU 2. ESTIMATIONS DES QUANTITES NECESSAIRES POUR FABRIQUER DU TSP GRANULE (800 t/j)

Produit	TSP (10-46-0)		
	Deux stades	Granulation en sortie de cave	Granulation à partir de bouillie
<i>Investissements, en millions de dollars</i>			
Broyage du phosphate	1,0	1,0	1,0
Acidification	0,8	0,8	—
Mûrissement ^a	1,2	1,2	—
Granulation	4,5	4,0	7,5
Total aux limites des batteries	7,5	7,0	8,5
Total (BI × 1,5) ^b	11,25	10,5	12,75
<i>Quantités nécessaires par tonne de produit</i>			
Phosphate naturel à 33 % de P ₂ O ₅ , en tonnes	0,39	0,39	0,40
Acide, en tonnes de P ₂ O ₅	0,345	0,345	0,345
Electricité, en kWh	40	38	40
Vapeur, en kg	75	55	20
Combustible, en milliers de kcal	160	100	125
Main-d'œuvre, en heures-homme	0,55	0,25	0,25
Rapport de recyclage	2,5	1,6	8

^aCoût des installations de mûrissement, y compris l'élimination du fluor dégagé, estimé en supposant une capacité de 24 000 tonnes (30 jours de production) et un coût en capital de 50 dollars par tonne de capacité.

^bEstimation pour implantation dans une zone industrielle d'un pays développé (par exemple la côte américaine du golfe du Mexique)

TABLEAU 3. ESTIMATIONS DES QUANTITES NECESSAIRES POUR FABRIQUER DU DAP ET DU MAP GRANULES (800 t/j)

Produit	DAP (18-46-0)		MAP (11-55-0)	
	Granulation de bouillie	Granulation avec réacteur tubulaire	Granulation de bouillie	Granulation à partir de matière fondue ^d
<i>Investissements, en millions de dollars^b</i>				
Aux limites des batteries	6,8	5,8	6,8	5,1
Total (BI × 1,5) ^c	10,2	8,7	10,2	7,65 ^d
<i>Quantités nécessaires par tonne de produit</i>				
Acide phosphorique, en tonnes de P ₂ O ₅	0,47	0,47	0,56	0,56
NH ₃ , en tonnes	0,224	0,224	0,137	0,137
Electricité, en kWh	30	20	30	20
Combustible, en milliers de kcal	125	—	125	—
Main-d'œuvre, en heures-homme	0,25	0,20	0,25	0,20
Rapport de recyclage	5,0	2,5	5,0	4,5 ^d

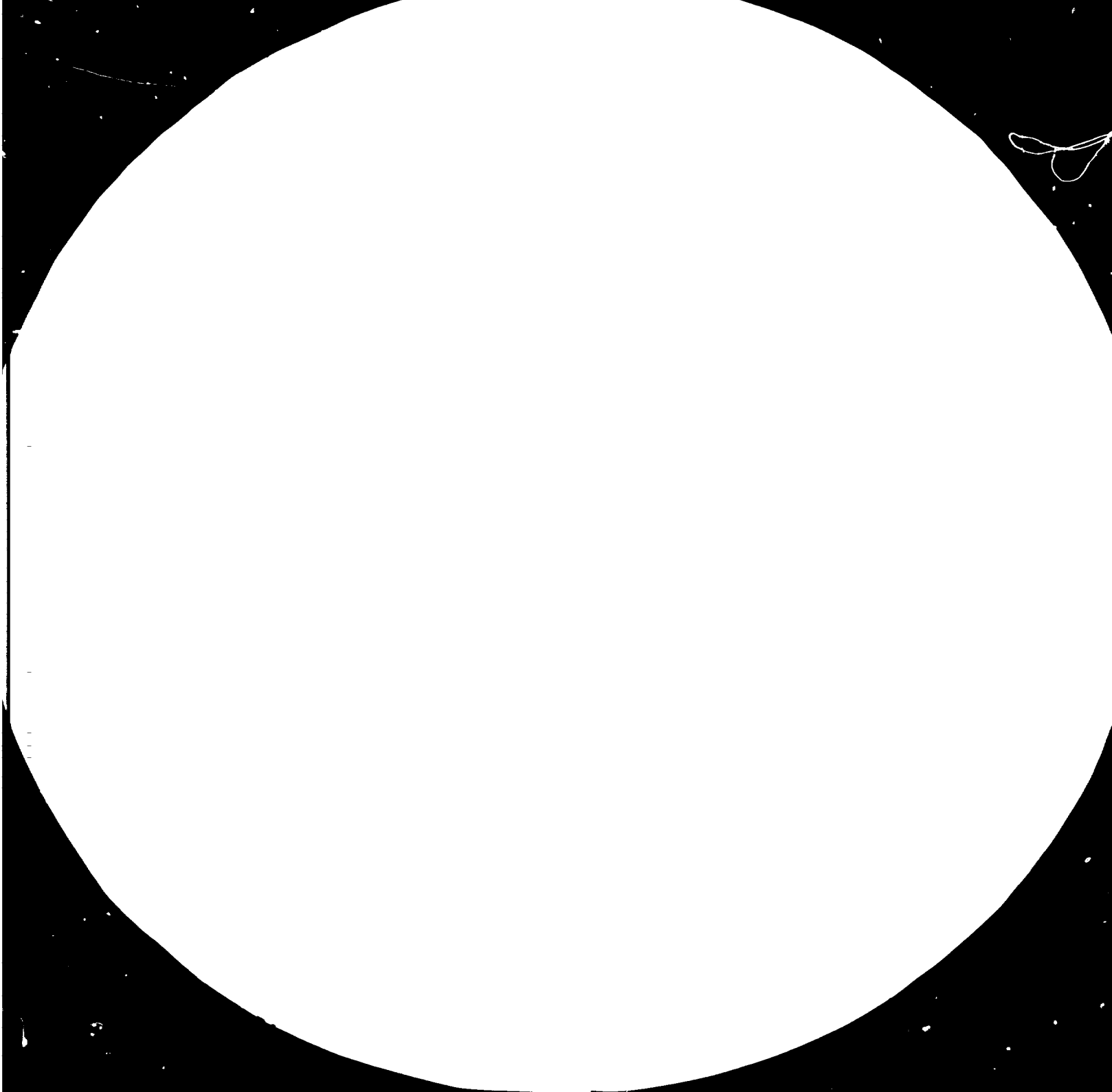
^aCe produit contient 15 à 30 % de polyphosphate d'ammonium.

^bEstimation pour une implantation dans une zone industrielle d'un pays développé (par exemple la côte américaine du golfe du Mexique).

^cNon compris le stockage du produit.

^dLa TVA estime que le coût de l'usine est moindre de 7,5 % que dans le cas de granulation à partir de bouillie. On n'a pas utilisé le rapport de recyclage pour estimer l'investissement.

86.09.23
AD.87.11





4.5 2.8

2.5

3.2

2.2

3.6

2.0



1.8



MICROCOPY RESOLUTION TEST CHART

NATIONAL BUREAU OF STANDARDS
STANDARD REFERENCE MATERIAL 1917A
APR 1963 EDITION TEST CHART NO. 2

TABLEAU 4. ESTIMATIONS DU COUT DE PRODUCTION DE TSP (EN DOLLARS/TONNE DE PRODUIT, 264 000 t/an)

Produit	TSP (0-46-0)		
	Deux stades	Granulation en sortie de cuve	Granulation à partir de bouillie
Phosphate naturel, 25 dollars/t	9,75	9,75	10,00
Acide, 200 dollars/t de P ₂ O ₅	69,00	69,00	69,00
Electricité, 0,027 dollar/kWh	1,08	1,03	1,08
Vapeur, 9,004 dollar/kg	3,00	2,20	0,80
Combustible, 0,01 dollar/millier de kcal	1,60	1,00	1,25
Coûts liés à la main-d'œuvre ^a	9,68	4,40	7,40
Coûts liés au capital ^b	7,50	7,00	8,50
Total partiel	101,61	94,38	95,03
Coûts administratifs et divers, 5 % du total partiel	5,06	4,72	4,75
Coût total de production	106,67	99,10	99,78
Coût par tonne de P ₂ O ₅	230,91	215,43	216,91

^aLes coûts liés à la main-d'œuvre comprennent, outre celle-ci, les frais généraux, les fournitures diverses et le contrôle chimique, 17,60 dollars/heure-homme.

^bLes coûts annuels liés au capital s'élèvent à 17,67 % du coût en capital; ils comprennent l'amortissement, 6,67 %, l'entretien, 5,0 %, l'intérêt, 4,0 % et les impôts et assurances, 2 %.

TABLEAU 5. ESTIMATION DU COUT DE PRODUCTION DE DAP ET DE MAP (EN DOLLARS/TONNE DE PRODUIT, 264 000 t/an)

Produit	DAP (18-46-0)		MAP (11-55-0)	
	Granulation à partir de bouillie	Granulation avec réacteur tubulaire	Granulation à partir de bouillie	Granulation à partir de matière fondue ^d
Acide phosphorique, 200 dollars/t de P ₂ O ₅	94,00	94,00	112,00	112,00
Ammoniac, 120 dollars/t	26,88	26,88	16,44	16,44
Electricité, 0,027 dollar/kWh	0,81	0,54	0,81	0,54
Combustible, 0,01 dollar/millier de kcal	1,25	—	1,25	—
Coûts liés à la main-d'œuvre ^a	4,40	3,52	4,40	3,52
Coûts liés au capital ^b	6,80	5,82	6,80	5,10
Total partiel	134,14	130,76	141,70	137,60
Coûts administratifs et coûts divers, 5 % du total partiel	6,71	6,54	7,08	6,88
Coût de production	140,85	137,30	148,78	144,48
Crédit pour l'azote produit ^c	46,96	46,96	28,70	28,70
Coût net du P ₂ O ₅				
Par tonne de produit	93,89	90,34	120,08	115,78
Par tonne de P ₂ O ₅	204,11	196,39	218,33	210,511

^aLes coûts liés à la main-d'œuvre comprennent, outre celle-ci, les frais généraux, les fournitures diverses et le contrôle chimique, 17,60 dollars/heure-homme.

^bLes coûts annuels liés au capital s'élèvent à 17,67 % du coût en capital; ils comprennent l'amortissement, 6,67 %, l'entretien, 5,0 %, l'intérêt, 4,0 % et les impôts et assurances, 2 %.

^cD'après le coût d'une quantité équivalente d'urée en vrac à 120 dollars la tonne, soit 260,87 dollars t d'azote.

TABLEAU 6. COUT DU STOCKAGE, DE LA MANUTENTION, DE L'ENSACHAGE ET DE L'EXPEDITION DE DAP, COMPARAISON AVEC LE COUT CORRESPONDANT POUR LE TSP + L'UREE

	Dollars t de DAP (18-46-0)	Dollars t de TSP + 0,36 t Urée
Coût du produit en vrac à la sortie d'usine	137,30	99,10 (TSP) 46,80 (Urée)
		Total 145,90
Coût du stockage, 2,10 dollars/t ^d	2,10	2,92
Sortie de stock, ensachage et expédition	15,00	20,85
Coût du transport	20,00	27,80
Coût total franco (en sacs)	174,40	197,47
Différence en faveur de DAP		23,05 dollars environ 12 %

^dEn admettant un stockage de 45 jours de production en vrac et de 10 jours en sacs.

Références

1. Bridger, G. L., R. A. Wilson and R. B. Burt. 1947. "Continuous Mixing Process for the Manufacture of Concentrated Superphosphate". *Industrial Engineering Chemistry*, 39:1265-1279.
2. Bridger, G. L. 1949. "Development of Processes for Production of Concentrated Superphosphate". Chemical Engineering Report No. 5, Tennessee Valley Authority, Muscle Shoals, Alabama.
3. Sinte Maartensdijk, A. 1976. "Production directe de superphosphate granulé et d'engrais composés PK à partir d'acide sulfurique, d'acide phosphorique, de phosphate brut et de potasse". Compte rendu de la conférence technique de 1976 de l'ISMA, La Haye (Pays-Bas).
4. Leyshon, D. W. et I. S. Mangat. 1976. "Innovations dans les ateliers de granulation suivant les procédés en phase liquide". Compte rendu de la conférence technique de 1976 de l'ISMA, La Haye (Pays-Bas).
5. *Superphosphate: Its History, Chemistry, and Manufacture*. 1964. Prepared by U.S. Department of Agriculture and Tennessee Valley Authority, p. 105-106.
6. Fittel, R. S. and L. A. Hollingsworth. 1977. "Manufacture of Ammonium Phosphates Using a Pipe Reactor Process". Proceedings of the 27th Meeting of the Fertilizer Industry Round Table, p. 70-80.
7. "The Cros Fertilizer Granulation Process." 1977. *Phosphorus and Potassium*, 87:33-36.
8. Danos, R. J. 1978. "Pipe Reactor Making Diammonium Phosphate Now". *Chemical Engineering*, 85(22):81-83.
9. Tennessee Valley Authority. 1978. "New Developments in Fertilizer Technology". TVA Bulletin Y-136, p. 52-55, Muscle Shoals, Alabama.
10. "Predicament Posed by Poor Quality Phosphate Rock". 1978. *Chemical Engineering*, 85(22):67-69.
11. Brownlie, I. A., E. Davidson and T. R. Dick. 1977. "Developments in Ammonium Phosphate Technology". *Proceedings of the Fertiliser Society* (London), No. 162.
12. Kolmeyer, N. W. and P. H. Anderton. 1976. "Powder Monoammonium Phosphate Production at Ressources Tunisie S.A.". *Phosphorus and Potassium*, 86:39-43.
13. "Caking in Powder Monoammonium Phosphate." 1976. *Phosphorus and Potassium*, 86:45-47.
14. Freng, T. and O. H. Lie. 1974. "Urea-Based NP/NPK Fertilizers by Air Prilling". Paper presented before the American Chemical Society meeting, September 1974, Atlantic City, New Jersey.
15. Ando, J. 1970. "Developments in Granulation of Mixed Fertilizers in Japan". *Proceedings of the Fertilizer Industry Round Table 1970*, p. 85-92.
16. ONUDI. 1969. *Le procédé combiné de fabrication du chlorure d'ammonium et de cendre de soude au Japon, série "Industrie des engrais"*, monographie n° 4, Vienne (Autriche).
17. Leyshon, D. W. and Q. D. Bowers. 1967. "Concepts of Ammoniation and Granulation in the Blunger". *Proceedings of the 17th Annual Meeting of the Fertilizer Industry Round Table*, p. 39-44.
18. Detunc, Y. 1967. "Manufacture of 17-17-17 High Analysis Fertilizers". *Proceedings of the 17th Annual Meeting of the Fertilizer Industry Round Table*, p. 27-33.
19. Meline, R. S., T. W. McCamy, J. L. Graham, and T. S. Sloan. 1968. "Plant-Scale Production of Fertilizers in a Pan Granulator". *Journal of Agricultural and Food Chemistry*, 16:235-240.
20. Whyte, G. B. 1972. "Low Recycle NPK Granulation-Design and Practical Aspects". *Proceedings of the Fertiliser Society* (London), No. 127.
21. Porter, S. J. and W. F. Sheldrick. 1966. "Fisons' Melt Process for Manufacture of Concentrated Granular Fertilizers". *Proceedings of the 16th Annual Meeting of the Fertilizer Industry Round Table*, p. 104.
22. Kuwabara, M., S. Hayamizu and A. Hatekeyama. 1977. "Trends in Urea-Based Granular Compound Fertilizer Technology". in *Granular Fertilizers and Their Production*, p. 125-147, British Sulphur Corporation, London, England.
23. "Urea-Based NP and NPK Fertilizers". 1975. *Phosphorus and Potassium*, 76:48-54.
24. Tennessee Valley Authority. 1974. *New Developments in Fertilizer Technology - 10th Demonstration Bulletin Y-81*, Muscle Shoals, Alabama.

XV. Nitrophosphates

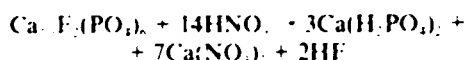
"Nitrophosphate" est un terme généralement accepté pour désigner tout engrais fabriqué par un procédé impliquant le traitement du phosphate naturel par de l'acide nitrique.

La production de nitrophosphates a augmenté rapidement, surtout en Europe, depuis 1945. En 1975, la capacité mondiale était estimée à 3,46 millions de tonnes d'anhydride phosphorique, dont 57% en Europe occidentale et 33% en Europe de l'Est [1]. Si l'on admet une teneur moyenne en anhydride phosphorique de 15%, la capacité mondiale équivaut à environ 23 millions de tonnes (poids brut) d'engrais.

Le principal avantage est que l'acide nitrique sert à la fois à rendre le phosphate naturel plus soluble et à fournir de l'azote. Comme on est justifié à imputer le coût de l'acide nitrique à la production de l'engrais azoté, il existe un avantage, sur le plan économique, par rapport aux procédés qui solubilisent le phosphate naturel au moyen d'acide sulfurique ou d'autres composés non nutritifs.

A. Chimie des procédés de fabrication des nitrophosphates

Le procédé le plus simple consiste à faire réagir l'acide nitrique sur le phosphate naturel pour obtenir du phosphate monocalcique et du nitrate de calcium:



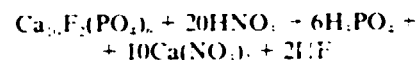
(Equation 1)

Cette équation peut être considérée comme analogue à celle qui correspond à la production de SSP, l'acide nitrique remplaçant l'acide sulfurique. Le procédé Lonza, qui a été utilisé commercialement en Suisse pendant plusieurs années, utilisait cette méthode. On mélangeait de l'acide nitrique à 65 à 70% avec du phosphate naturel moulu, dans un équipement analogue à un mélangeur et à une cave pour superphosphate. Le produit contenait environ 8% d'azote et 16% d'anhydride phosphorique. La perte d'azote sous forme de NO_2 , par suite de la décomposition de l'acide nitrique (ou de nitrate de calcium) due à la chaleur de réaction, constituait une difficulté. Le produit obtenu avait deux défauts graves: son

faible dosage et sa grande hygroscopicité, due à la teneur en nitrate de calcium.

La TVA a fabriqué, à l'échelle de l'usine pilote, des superphosphates où une proportion, atteignant 50%, de l'acide sulfurique était remplacée par de l'azote et 18% d'anhydride phosphorique. Les pertes d'azote, variant de 1 à 8%, étaient réduites quand la teneur en eau du mélange acide était au moins de 29% et quand le phosphate naturel était calciné.

Dans la plupart des procédés de fabrication, le phosphate naturel est dissous dans l'acide nitrique à 50 à 60%, ce qui donne de l'acide phosphorique et du nitrate de calcium:



(Equation 2)

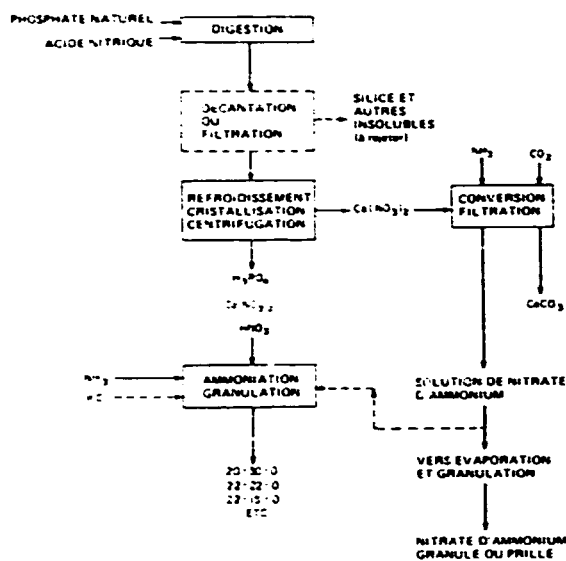
Bien que cette équation montre qu'il se forme de l'acide fluorhydrique, un faible pourcentage seulement (d'ordinaire moins de 10%) du fluor contenu dans le phosphate se volatilise. Dans la plupart des cas, la proportion d'acide nitrique employée est au moins suffisante, du point de vue stoechiométrique, pour transformer en nitrate de calcium tout le calcium présent: on emploie souvent un léger excès.

Les procédés de fabrication diffèrent surtout par le traitement de la solution d'acide phosphorique et de nitrate de calcium formée au cours du premier stade (équation 2). Le but est d'éliminer le calcium, ou tout au moins de le précipiter sous forme insoluble, de façon qu'il ne gêne pas les réactions ultérieures au cours du traitement par l'ammoniac.

B. Elimination du nitrate de calcium

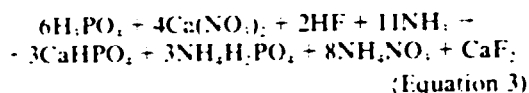
Le plus souvent, on procède par cristallisation. Les procédés employés se fondent sur le procédé Odda, inventé en Norvège par Erling Johnson en 1928. Plusieurs entreprises européennes ont mis au point des variantes et des améliorations. La figure 1 donne le diagramme d'acheminement de principe. La chaleur de réaction du phosphate naturel avec l'acide nitrique porte la température de la solution à 50 à 60°C; quand on la refroidit à 15 à 20°C, environ 60% du nitrate de calcium cristallisent sous forme de tétrahydrate

Figure 1. Diagramme d'acheminement normal du procédé Odda



NOTE: LES LIGNES EN TRAIT INTERROMPU INDICENT DES STADES FACULTATIFS

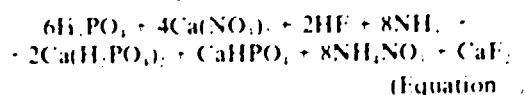
$\text{Ca}(\text{NO}_3)_2 \cdot 4\text{H}_2\text{O}$. Les cristaux sont séparés par centrifugation ou par filtration. La solution restante, qui ne contient plus que 40 % du nitrate de calcium originel, est traitée par l'ammoniac :



D'après cette équation, la moitié de l'anhydride phosphorique serait à l'état de phosphate d'ammonium, soluble dans l'eau, l'autre moitié à l'état de phosphate dicalcique, soluble dans le citrate. Cependant, comme, dans la plupart des phosphates naturels, le rapport Ca/P est plus élevé que dans la fluorapatite pure, le taux habituel de solubilité dans l'eau est de 30 à 40 %. Pour la même raison, le produit final contient plus de nitrate d'ammonium que ne l'indique l'équation 3.

Dans une variante de ce procédé, on fait cristalliser le nitrate de calcium sous forme de sel double $5\text{Ca}(\text{NO}_3)_2 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$, en ajoutant de l'ammoniac ou du nitrate d'ammonium avant refroidissement.

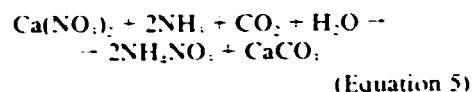
Une autre variante consiste à modifier le pH pendant le traitement par l'ammoniac, pour former du phosphate monocalcique au lieu de phosphate d'ammonium, d'après l'équation :



Le pourcentage de nitrate de calcium enlevé par cristallisation dépend de la température. A une température d'environ 5 °C, il peut

atteindre 85 %; le produit obtenu, après traitement par l'ammoniac, a une solubilité dans l'eau de 80 à 85 % [3].

Le nitrate de calcium peut être fondu soit tel quel, soit sous forme de sel double comme indiqué plus haut, puis granulé ou prillé. Cependant, ce produit hygroscopique à faible dosage (environ 15 % d'azote) est assez peu demandé; d'ordinaire, on le transforme donc en nitrate d'ammonium d'après l'équation :



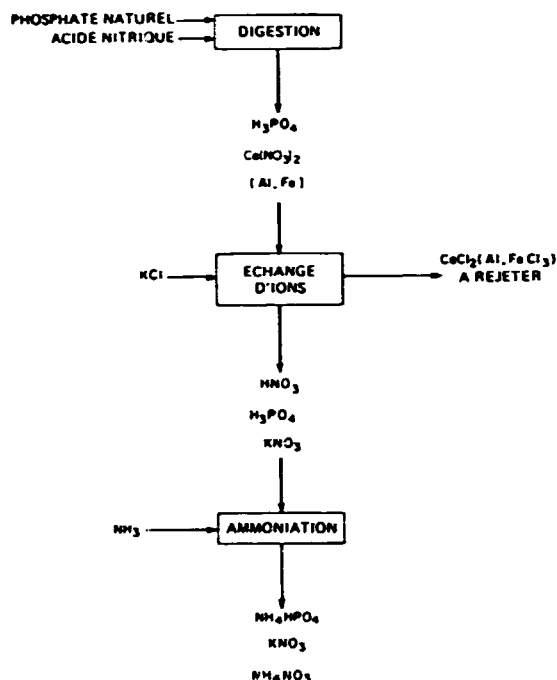
On peut séparer le carbonate de calcium de la solution de nitrate d'ammonium par filtration. Une partie, ou la totalité, de cette solution, peut être combinée avec le produit fourni par l'équation 3 afin de modifier le rapport azote/anhydride phosphorique. Le reste peut être granulé ou prillé, avec ou sans addition d'une partie du carbonate de calcium; on obtient ainsi comme coproduit un engrais azoté simple. On peut aussi évaporer la bouillie de nitrate d'ammonium et de carbonate de calcium et granuler sans séparation: le produit, habituellement appelé nitrate de calcium-ammonium (CAN) contient environ 20 % d'azote. On préfère aujourd'hui un CAN à dosage plus élevé (26 % est devenu le chiffre usuel), c'est pourquoi la plupart des usines séparent le carbonate de calcium et n'en utilisent qu'une partie pour la fabrication de CAN. Dans les pays où la commercialisation du nitrate d'ammonium tel quel est autorisée, la solution peut être prillée ou granulée sans carbonate de calcium. On peut modifier, dans certaines limites, le rapport azote/anhydride phosphorique dans le nitrophosphate en faisant varier la quantité de solution de nitrate d'ammonium recyclée. Le rapport minimal est d'environ 0,6 sans recyclage, avec une élimination maximale de nitrate de calcium. Si l'on recycle tout le nitrate d'ammonium, ce rapport atteint sa valeur maximale, 2. La plupart des usines fournissent des nitrophosphates dont le rapport azote/anhydride phosphorique est égal à l'unité (20-20-0, 15-15-15 ou 13-13-20). Dans ce cas, pour chaque tonne d'azote produite sous forme de nitrophosphate, il y a environ une tonne d'azote sous forme de CAN coproduit. Le dosage du nitrophosphate obtenu dépend du degré d'élimination du calcium et de la quantité d'impuretés contenues dans le phosphate naturel; pour un rapport 1/1, les dosages habituels vont de 20-20-0 à 23-23-0.

1. Elimination du calcium par échange d'ions

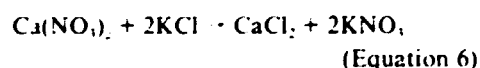
La maison danoise Superfos a mis au point un procédé d'élimination du calcium par échange d'ions [4]. La solution d'acide phosphorique et de

nitrate de calcium fournie par l'équation 2 passe à travers une résine chargée en potassium qui absorbe le calcium et le remplace par du potassium. La résine est régénérée par une solution de chlorure de potassium, le chlorure de calcium étant évacué comme déchet. La figure 2 donne un diagramme d'acheminement simplifié du procédé.

Figure 2. Procédé Superfos par échange d'ions utilisé au Danemark



La réaction nette est :



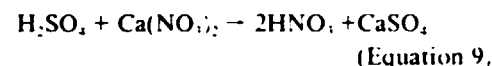
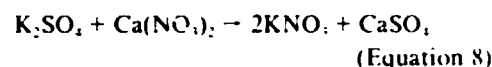
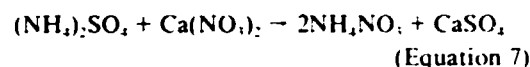
Si le phosphate naturel contient des impuretés cationiques autres que le calcium, telles que le fer et l'aluminium, elles peuvent aussi être éliminées par le même procédé. Après l'échange d'ions, la solution, qui contient de l'acide phosphorique, du nitrate de potassium, un certain excès d'acide nitrique et peut-être un peu de nitrate de calcium résiduel, est traitée par l'ammoniac, séchée et granulée. Les dosages obtenus vont de 21-9-12 à 17-17-17.

Le rapport en poids K₂O/P₂O₅ est, après l'échange d'ions, d'environ 1,8/1. Si l'on désire réduire le dosage du produit final, on ajoute actuellement, avant traitement par l'ammoniac, de l'acide phosphorique provenant d'une autre unité. Une autre méthode, à l'étude, consiste à éliminer une partie du nitrate de potassium en refroidissant la solution: il cristallise et peut être vendu séparément.

Un avantage du procédé est qu'on obtient des engrais à faible teneur en chlore, moins de 0,6 %, qui sont désirables, du point de vue agronomique, pour certaines plantes et certains sols. Un autre avantage est la possibilité (à l'étude) de traiter des phosphates naturels à forte teneur en fer et en aluminium, même des minerais de phosphate et d'aluminium.

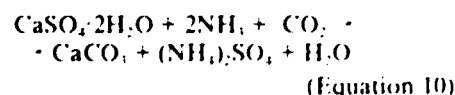
2. Elimination du calcium par addition de sulfate

La solution obtenue par réaction de l'acide nitrique sur le phosphate naturel (équation 2) peut être traitée par l'addition d'un sulfate soluble pour précipiter, en partie ou en presque totalité, le calcium sous forme de sulfate (gypse ou hémihydrate). Dans l'industrie, on a employé les sulfates d'ammonium et de potassium et l'acide sulfurique ainsi que, expérimentalement, la langbeinite (K₂SO₄·2MgSO₄). Le sulfate de calcium peut être laissé dans le produit ou séparé par filtration; dans la plupart des cas, on adopte cette dernière solution afin d'élever le dosage. Les réactions chimiques sont :



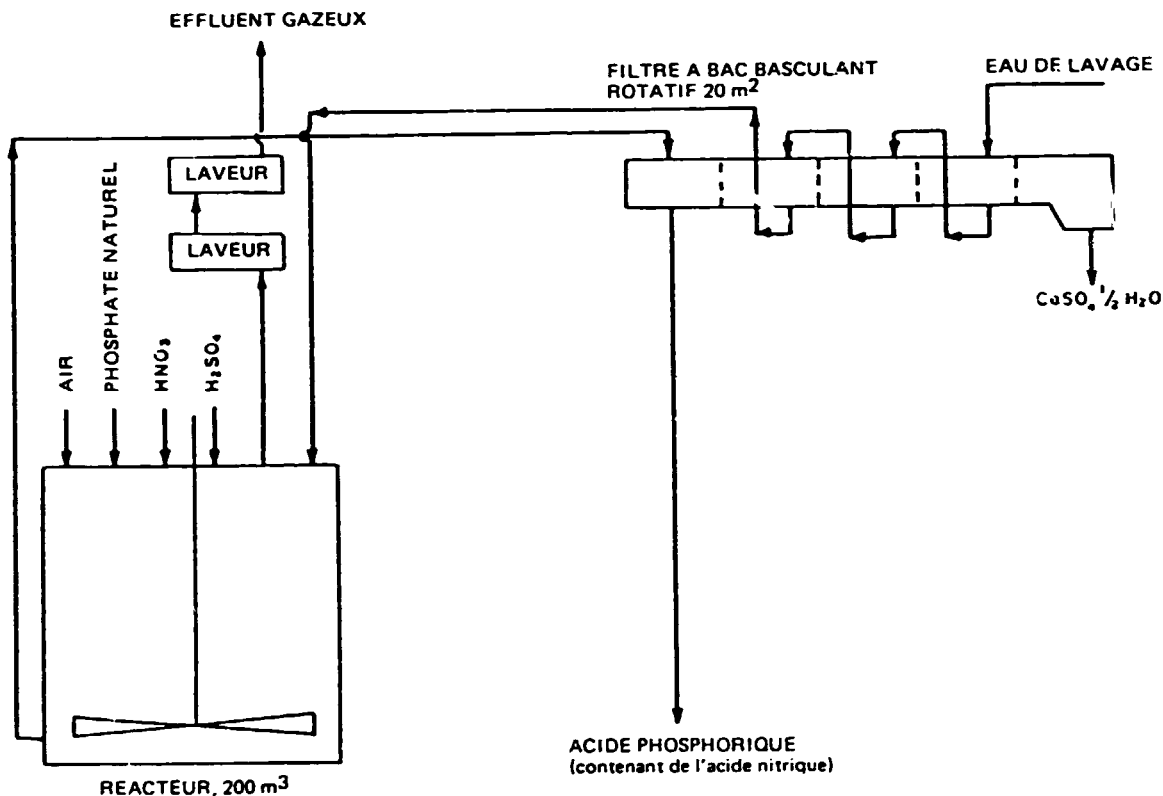
Dans deux usines au moins, on emploie une solution de sulfate d'ammonium, obtenue comme sous-produit de la fabrication de caprolactame, et deux autres usines emploient le sulfate de potassium. Dans le procédé Veba de fabrication de l'acide phosphorique (figure 3), le phosphate naturel réagit avec un mélange d'acides sulfurique et nitrique dans des conditions telles que le sulfate de calcium est sous forme d'hémihydrate, qu'on élimine par filtration [5]. Dans ce procédé, l'acide sulfurique peut être remplacé en partie par le sulfate d'ammonium.

Lorsqu'on emploie le sulfate d'ammonium pour précipiter le calcium à l'état de gypse, celui-ci peut être traité par de l'ammoniac et du dioxyde de carbone pour régénérer le sulfate d'ammonium, qui est recyclé, le calcium passant à l'état de carbonate :



C'est la base du "procédé par recyclage du sulfate", mis au point par la TVA à l'échelle de l'usine pilote [6]. Un des inconvénients est que le rapport azote/anhydride phosphorique du pro-

Figure 3. Le procédé Veba de fabrication d'acide phosphorique (200 t/j d'anhydride phosphorique)



duit est fixe et à peu près égal à 2/1 (28-14-0). Cependant, on a mis au point, expérimentalement, diverses méthodes permettant de séparer le phosphate et le nitrate d'ammonium par cristallisation du nitrate d'ammonium, du phosphate monoammonique ou du phosphate triammonique à divers stades du procédé [7, 8, 9]. C'est seulement avec le phosphate triammonique qu'on a obtenu une séparation pratiquement complète (99 %). Les cristaux de phosphate triammonique étaient précipités par l'addition d'ammoniac à la solution jusqu'à obtention d'un pH compris entre 9 et 10. Les cristaux étaient séparés de la solution de nitrate d'ammonium par filtration et lavage à l'eau ammoniacale. On chauffait le phosphate triammonique, ce qui donnait du phosphate diammonique et de l'ammoniac qui était recyclé.

L'emploi du sulfate de potassium pour précipiter le calcium a l'inconvénient qu'on ne peut faire varier le rapport K₂O/P₂O₅ dans le produit que dans des limites étroites, et seulement en faisant varier le pourcentage de calcium précipité. Si ce pourcentage est de 90 % ou plus, cela peut exiger un rapport en poids de 2 ou plus, qui est rarement optimal pour des engrais composés. Comme le potassium est présent à l'état de nitrate (voir équation 8), on peut en séparer la plus grande partie par cristallisation en refroidissant la

solution. La vente séparée du nitrate de potassium pourrait être rentable, mais la demande est assez faible.

C. Addition d'acide phosphorique ou de phosphates solubles

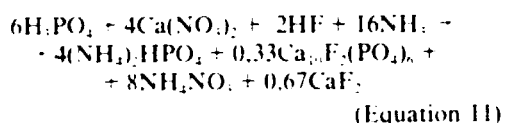
Au lieu d'éliminer le calcium, on peut ajuster le rapport CaO/P₂O₅ au niveau voulu en ajoutant de l'acide phosphorique ou un phosphate soluble tel que le phosphate d'ammonium. C'est la base du procédé "phospho-nitrique" ou "au mélange d'acides". Plusieurs entreprises ont mis au point ou utilisé des procédés de ce genre. Après ajustement du rapport CaO/P₂O₅, on traite la solution par l'ammoniac comme il est indiqué dans l'équation 3 ou l'équation 4. Des procédés au mélange d'acides ont été mis au point et utilisés par Kemira Oy (Finlande), PEC (France), TVA (Etats-Unis) et FCI (Inde). Dans ce dernier cas, on ajuste avec du DAP au lieu d'acide phosphorique.

Les avantages de ce procédé sont :

1. Relative simplicité
2. Absence de coproduit
3. Possibilité de faire varier le rapport en poids azote/anhydride phosphorique dans l'intervalle 1/2 à 2/1.

Le principal inconvénient est qu'on a besoin d'acide phosphorique (ou de phosphate d'ammonium) et que l'on perd donc un des avantages des nitrophosphates, la suppression du recours à l'acide sulfurique, nécessaire pour fabriquer l'acide phosphorique. Cependant, un procédé au mélange d'acides peut convenir à de petites usines employant de l'acide phosphorique importé ou de l'ammoniac importé, ou liées à une usine d'ammoniac.

La solubilité dans l'eau de l'anhydride phosphorique contenu dans le produit final dépend de la proportion de cet anhydride provenant de l'acide phosphorique. Le tableau I donne cette relation, déterminée expérimentalement par la TVA [10]. Par exemple, dans le cas d'un produit où 40 % de l'anhydride phosphorique sont solubles dans l'eau, 62 % proviennent de l'acide phosphorique et 38 % directement du phosphate naturel. Ces proportions varient un peu suivant la composition du phosphate naturel et de l'acide et suivant le degré de traitement par l'ammoniac. L'anhydride phosphorique insoluble dans l'eau est soluble dans le citrate d'ammonium neutre: il est principalement à l'état de phosphate dicalcique. Dans certaines conditions de traitement par l'ammoniac, on peut précipiter une partie du phosphate sous forme d'apatite soluble dans le citrate, comme le montre l'équation II [11]:



L'effet d'une réaction de ce type est d'augmenter la proportion d'anhydride phosphorique soluble dans l'eau, pour un rapport Ca/P donné, mais on transforme l'anhydride phosphorique insoluble dans l'eau en apatite qui, quoique soluble dans le citrate, réagit probablement moins dans le sol que le phosphate dicalcique.

Dans une variante du procédé PEC au mélange d'acides, le phosphate dicalcique est précipité à l'état de dihydrate $\text{CaHPO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$,

par refroidissement au cours du traitement par l'ammoniac. On affirme que le dihydrate est plus efficace, du point de vue agronomique, que le phosphate dicalcique anhydre. Toutefois, il est instable aux températures normales des pays chauds et revient à la forme anhydre; l'eau de cristallisation se dégage, ce qui nuit aux propriétés physiques du produit.

D. Technique des processus de fabrication du nitrophosphate

1. Choix du phosphate naturel

La réactivité du phosphate naturel ne pose d'ordinaire aucun problème; même les apatites ignées se dissolvent facilement dans l'acide nitrique. Une mouture très fine n'est pas nécessaire, toutes les granulométries inférieures à 1 mm sont satisfaisantes. En général, il suffit que le phosphate soit moulu assez fin pour éviter un dépôt rapide dans les réacteurs munis d'agitateurs. On peut utiliser du phosphate à haute teneur en silice si l'équipement est prévu en conséquence. Suivant la quantité de silice, on peut séparer les matières insolubles dans l'acide au moyen d'un dessableur, d'un filtre ou d'une autre façon. Les grosses particules de silice peuvent être très abrasives; il faut en tenir compte dans la conception de l'usine, en particulier pour les pompes et les tuyauteries.

Il est désirable que le rapport $\text{CaO}/\text{P}_2\text{O}_5$ du phosphate soit aussi faible que c'est économiquement possible, puisque plus ce rapport est élevé, plus il y a de calcium à enlever ou à compenser (dans les procédés au mélange d'acides). Bien qu'un supplément de calcium exige un supplément d'acide nitrique, cela n'est pas nécessairement un inconvénient sur le plan économique, puisque le nitrate est ensuite transformé en nitrate d'ammonium, soit coproduit, soit présent dans le nitrophosphate.

La présence de carbonates dans le phosphate naturel provoque la production de mousse; on y

TABLEAU I. RELATION DE LA SOLUBILITE DANS L'EAU DE L'ANHYDRIDE PHOSPHORIQUE AVEC LES QUANTITES DE SOUFRE NECESSAIRES ET AVEC LE DOSAGE DU PRODUIT, DANS LE PROCÉDE AU MELANGE D'ACIDES DE LA TVA POUR LA FABRICATION DE NITROPHOSPHATE.

Solubilité dans l'eau du P_2O_5 contenu dans le produit (en pourcentage du P_2O_5 total)	Tonnes de S nécessaire tonne de P_2O_5 produit	Proportion du P_2O_5 dans le produit provenant de H_2PO_4 (en pourcentage)	Formule maximale possible du type 1:1:0 pour le produit
94 ^a	0,94	100	25-25-0
50	0,55	69	21-21-0
40	0,58	62	20-20-0
30	0,53	56	20-20-0
25	0,51	54	20-20-0
20	0,35	38	19-19-0

^aEntièrement à l'état de phosphate d'ammonium

remède en général par des moyens mécaniques, mais, avec certains phosphates, cela peut être une sérieuse difficulté.

Les matières organiques sont indésirables dans la fabrication des nitrophosphates parce qu'elles réagissent avec l'acide nitrique et une partie de l'azote est perdue sous forme de NO_2 ou d'autres oxydes, ce qui rend difficile la lutte contre la pollution.

Les oxydes de fer et d'aluminium ne posent aucun problème spécial pour les teneurs que l'on rencontre dans les phosphates naturels du commerce; en général, ils se dissolvent dans l'acide nitrique et sont reprécipités par l'ammoniac sous forme de phosphates solubles dans le citrate. La TVA a utilisé un phosphate de la "zone lessivée" de Floride, contenant un pourcentage élevé de phosphates d'aluminium, dans un procédé spécial de fabrication du nitrophosphate [12], qui a fonctionné à l'échelle de l'usine de démonstration pendant plusieurs années; les résultats ont été satisfaisants sur le plan technique.

2. Extraction

La figure 4 est un diagramme d'acheminement de l'usine de démonstration de la TVA [10]. L'extraction se faisait dans deux réacteurs en série, munis d'agitateurs; la durée totale de séjour était d'environ 1 heure. Le phosphate de Floride, concentré par flottation, était employé tel quel, sans broyage, mouture ni tamisage. La concentration de l'acide nitrique variait de 60 à 65 %, elle était en général voisine de 65 %. Les réacteurs étaient en acier inoxydable 316, mais des essais ont montré que la nuance 304, moins coûteuse, convenait aussi bien. La température d'extraction

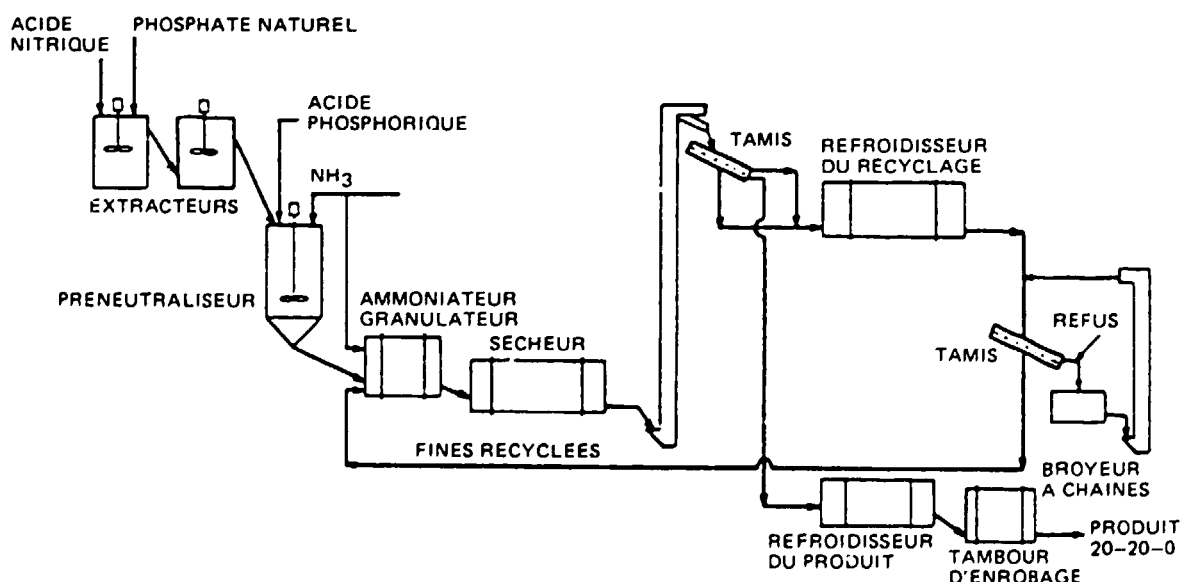
était d'environ 85 °C pour la production d'engrais 20-20-0. Outre les agitateurs, des appareils mécaniques étaient employés pour réduire la formation de mousse. Les gaz dégagés étaient rejetés, après lavage. Les pertes d'azote sous forme d'oxydes étaient faibles, mais probablement trop élevées pour satisfaire aux normes actuelles sur la pollution atmosphérique.

3. Elimination du nitrate de calcium

Dans les procédés où le nitrate de calcium est éliminé, on opère d'ordinaire par refroidissement de la solution, assez lent pour qu'il se forme de gros cristaux de nitrate qu'il est facile de séparer par centrifugation ou par filtration. Le refroidissement peut être continu ou discontinu. Pour le premier stade, on utilise normalement l'eau des sources disponibles, telles que des cours d'eau, des lacs ou la mer. Si la quantité d'eau disponible est restreinte, on peut être obligé de la recycler après passage dans des tours de refroidissement. Dans les pays chauds, l'eau de refroidissement peut être réfrigérée; les frigories nécessaires pouvant être fournies par l'évaporation de l'ammoniac utilisé dans d'autres stades du processus. Un refroidissement à 15 °C suffit habituellement pour enlever assez de nitrate de calcium pour que la solubilité dans l'eau de l'anhydride phosphorique contenu dans le produit final soit d'à peu près 40 %, suivant le rapport $\text{CaO}/\text{P}_2\text{O}_5$ du phosphate, la concentration de l'acide nitrique et d'autres facteurs. Si l'on désire une élimination plus complète, on peut refroidir par une saumure réfrigérée.

Si l'on utilise pour le refroidissement les échangeurs de chaleur, il est probable que des

Figure 4. Diagramme d'acheminement du procédé au mélange d'acides de la TVA



cristaux de nitrate de calcium se déposeront sur leur surface, ralentissant ainsi le transfert de chaleur. Un moyen de résoudre ce problème est de faire varier régulièrement la température, de façon que le dépôt se redissolve à chaque cycle.

Dans un procédé mis au point en Tchécoslovaquie, le refroidissement est obtenu par contact direct avec le réfrigérant [13]; celui-ci est un liquide volatil, injecté dans la solution, dont l'évaporation absorbe de la chaleur; il se dégage du liquide et est recueilli, refroidi, comprimé pour le liquéfier à nouveau, puis réutilisé. On a cité comme réfrigérants possibles le butane, le propane et le dioxyde de carbone. On peut aussi utiliser un réfrigérant non volatil surrefroidi, par exemple un hydrocarbure léger, qu'on sépare de la solution par décantation.

Les Tchécoslovaques emploient un hydrocarbure léger non miscible, le white spirit, qui est surrefroidi, injecté dans la solution de nitrophosphate puis soutiré de la partie supérieure du réacteur et recirculé à travers le refroidisseur. Ce procédé a été mis au point pour l'utilisation d'apatite de Kola; si le phosphate utilisé contient des matières organiques, il faut le calciner avant l'utilisation.

Les cristaux de nitrate de calcium sont séparés de la solution par centrifugation ou par filtration sur un filtre spécial, le milieu filtrant étant de l'acier inoxydable. Les cristaux sont lavés sur le filtre ou dans la centrifugeuse avec de l'acide nitrique et la solution de lavage est renvoyée au stade de l'extraction.

4. Traitement par l'ammoniac

Une fois le rapport $\text{CaO/P}_2\text{O}_5$ ajusté au niveau désiré par élimination du nitrate de calcium, précipitation du sulfate ou addition d'acide phosphorique, on traite par l'ammoniac. Il existe deux méthodes principales: dans celle de la TVA, la réaction a lieu en deux stades, d'abord dans un préneutraliseur, puis dans un ammoniateur-granulateur; dans l'autre, elle se fait dans des récipients munis d'agitateurs, placés en série.

Quand la réaction a lieu entièrement en phase liquide, il faut beaucoup de soin pour éviter la formation d'apatite sous une forme insoluble dans le citrate. Pour obtenir le meilleur résultat, il faut au moins quatre étages. Dans les études en usine pilote de la TVA, l'adoption de quatre étages pour atteindre un pH final de 4,5 a permis d'obtenir des produits dont la solubilité dans le citrate était d'au moins 98% [14]. Les pourcentages d'ammoniac dans les quatre étages étaient respectivement 57,26, 13 et 4%.

Dans le procédé PEC à étages multiples, on ajoute une petite quantité de sulfate de magnésium,

qui sert de stabilisateur pour éviter la formation de composés insolubles dans le citrate.

Dans le procédé de la TVA, environ 85% de l'ammoniac étaient ajoutés dans le préneutraliseur (pH 1,8) [10]. La température atteignait le point d'ébullition (environ 150°C) et à peu près la moitié de l'eau s'évaporait. Un volume important d'espace libre au-dessus du niveau du liquide était nécessaire, à cause de la formation possible de mousse.

Dans la plupart des autres procédés, la chaleur de la réaction avec l'ammoniac sert à évaporer de l'eau, comme dans le procédé de la TVA, mais, dans une variante du procédé PEC, la bouillie est refroidie pendant la réaction avec l'ammoniac, ce qui évite l'évaporation.

5. Procédés de finissage

La bouillie obtenue après la réaction avec l'ammoniac est granulée, avec ou sans addition de sels de potasse, par diverses méthodes, notamment la granulation dans un malaxeur, qui peut être à hélice, la granulation et le séchage dans un Spherodizer, la granulation en même temps que la réaction avec l'ammoniac dans un tambour rotatif, l'évaporation jusqu'à obtention d'une masse fondue suivie d'un prillage. Ces méthodes seront exposées plus en détail dans le chapitre XIX au sujet de la granulation des engrais composés. Dans les procédés où l'on élimine le calcium, la bouillie a souvent une forte teneur en eau due à l'introduction d'eau de lavage. Dans ce cas, on peut évaporer tout ou partie de cette eau dans des évaporateurs chauffés à la vapeur, avant granulation.

6. Quelques autres procédés de fabrication

Un procédé dit "carbonitrique" a été employé dans l'industrie, mais, à notre connaissance, il ne l'est plus. Il comprend quatre stades:

1. Dissoudre le phosphate naturel dans l'acide nitrique.
2. Traiter par l'ammoniac la solution obtenue de façon à précipiter presque tout l'anhydride phosphorique sous forme de phosphate dicalcique, le reste du calcium restant en solution à l'état de nitrate.
3. Ajouter de l'ammoniac et du dioxyde de carbone pour transformer le nitrate de calcium en nitrate d'ammonium et en carbonate de calcium.
4. Granuler et sécher.

Le produit final est un mélange de phosphate dicalcique, de nitrate d'ammonium et de carbonate de calcium; le dosage est à peu près 16-14-0.

L'anhydride phosphorique est entièrement insoluble dans l'eau, mais soluble en presque totalité dans le citrate. Ce produit est peu demandé à cause de son assez faible dosage et de résultats en général mauvais sur le plan agronomique.

La TVA a étudié, à titre d'expérience, une variante proposée de ce procédé: la bouillie fournie par le second stade était filtrée afin d'obtenir le phosphate dicalcique comme coproduit et la solution restante était traitée, comme précédemment, pour en séparer le carbonate de calcium.

Dans une variante proposée du procédé Odda, les cristaux de nitrate de calcium étaient décomposés par la chaleur pour donner de l'oxyde de calcium et de l'acide nitrique, qui était recyclé. L'une des difficultés était que la récupération de l'acide nitrique était incomplète à cause de la formation d'oxydes de l'azote.

Comme le montre l'équation 2, la dissolution du phosphate naturel dans l'acide nitrique fournit une solution contenant surtout de l'acide phosphorique et du nitrate de calcium. On a procédé à diverses études sur la possibilité d'extraire l'acide phosphorique par des solvants. Deux procédés au moins ont été mis au point et semblent utilisables industriellement. Dans un procédé finlandais, le solvant était de l'alcool amylique tertiaire [15]. L'addition de NH_3 produisait une bouillie aqueuse contenant des cristaux de phosphate et de nitrate d'ammonium en solution saturée, qui était séparée du solvant. Le dosage du produit était 26-26-0. La solution restant après l'extraction par solvant contenant à peu près tout le nitrate de calcium, que l'on transformait en nitrate d'ammonium conformément à l'équation 4. On a annoncé la construction d'une grande usine utilisant ce procédé, mais il semble que le projet ait été abandonné.

D'autres procédés ont été mis au point pour permettre une séparation pratiquement complète de l'acide phosphorique tant du calcium que du nitrate mais aucun, à notre connaissance, n'a été employé dans l'industrie.

Des bouillies de nitrophosphate ont été fabriquées et vendues comme engrais aux États-Unis et peut-être dans d'autres pays. Dans ce procédé, le phosphate naturel est dissous dans l'acide nitrique et la solution traitée par l'ammoniac pour amener le pH aux environs de 4. La bouillie obtenue, contenant du phosphate dicalcique, du nitrate de calcium et du nitrate d'ammonium, est vendue telle quelle.

E. Evaluation, sur le plan économique, des procédés de fabrication de nitrophosphates

Cette évaluation est difficile et complexe, car il est nécessaire de choisir pour la comparaison

une autre méthode de fabriquer des quantités équivalentes d'engrais azotés et phosphatés. Parfois, on peut éliminer certains procédés parce qu'ils ne satisfont pas les besoins du marché envisagé. Toute évaluation économique doit donc supposer que le marché satisfait à certaines conditions préliminaires. Ce sont :

1. Le rapport global (en poids) azote/anhydride phosphorique dans les nitrophosphates et les coproduits est d'environ 2/1 (dans les procédés par élimination du nitrate de calcium). Comme la tendance générale, dans l'ensemble du monde et dans de nombreux pays, est vers ce chiffre, cette condition peut être souvent (mais non toujours) satisfaite.
2. L'azote contenu dans le produit et le coproduit sera surtout sous forme de nitrate d'ammonium (ou, facultativement, de nitrate de calcium). Il faut donc que cette forme d'azote soit acceptable. Le nitrate d'ammonium est généralement considéré comme tout aussi efficace que les autres engrais azotés et parfois préférable à l'urée, avec une exception importante, le cas du riz aquatique.
3. Le rapport azote/anhydride phosphorique dans l'engrais composé ne peut varier qu'entre environ 0,75/1 et 3/1; cet intervalle doit convenir à la clientèle.
4. Une partie de l'anhydride phosphorique sera sous forme insoluble dans l'eau (phosphate dicalcique). Cependant, il existe des procédés de fabrication de nitrophosphate où la solubilité dans l'eau de l'anhydride phosphorique atteint 75 à 80 % et la plupart des agronomes estiment qu'ils conviennent pour tous les sols et toutes les plantes. Une solubilité dans l'eau plus faible peut être acceptable pour les sols acides.

Ewell a comparé le procédé par cristallisation du nitrate de calcium et le procédé par recyclage du sulfate, pour la fabrication d'un engrais 28-14-0, avec la production du même engrais par la voie soufre-acide sulfurique-acide phosphorique-phosphate d'ammonium-nitrate d'ammonium [16]. Il conclut que les investissements nécessaires sont à peu près les mêmes et que le coût de production des nitrophosphates serait inférieur si le soufre coûtait environ 10 dollars/tonne ou plus.

Slack *et al.* ont comparé le coût, en 1967, de la fabrication de nitrophosphate 20-20-0 avec celui d'autres produits NP. Dans le procédé Odda, la solution de nitrate d'ammonium obtenue comme sous-produit a été créditée au coût estimé de la production par neutralisation directe de l'acide nitrique et de l'ammoniac [17]. On a admis pour le coût franco du soufre 28,67 dollars/t. Les résultats de la comparaison sont repris dans le tableau ci-dessous :

Procédé	Nitrophosphate (Odda)	Nitrophosphate (mélange d'acides)	Phosphate-nitrate d'ammonium	Phosphate d'ammonium-urée
Dosage	20-20-0	20-20-0	26-26-0	29-29-0
Capital investi (en millions de dollars)	12,53	10,08	9,09	13,82
Prix en vrac ⁴⁾				
Dollars/20 livres de N - P ₂ O ₅	1,325	1,409	1,400	1,407
Dollars/kg de N - P ₂ O ₅	0,149	0,155	0,154	0,155

⁴⁾Y compris un rendement de 20% de l'investissement.

Les auteurs ont noté que le procédé Odda était nettement plus avantageux quant au prix par unité d'élément nutritif pris à l'usine, mais que le mélange phosphate d'ammonium-urée pouvait avoir le coût franco le plus faible, suivant le coût du transport et le prix du soufre.

Hignett a comparé la production, par le procédé Odda, d'un nitrophosphate dont l'anhydride phosphorique était très soluble dans l'eau avec la production d'une quantité équivalente d'azote et d'anhydride phosphorique sous forme de DAP et d'urée, dans les conditions suivantes [18] :

	Nitrophosphate	TSP - Urée
Dosage du produit	23-23-0	18-46-0
Capacité de fabrication du produit, en t/j	1 000	500
Dosage du coproduit	26-0-0 (CAN)	46-0-0 (urée)
Capacité de fabrication du coproduit, en t/j	950	841
Production totale d'azote, en t/j	477	477
Production totale de P ₂ O ₅ , en t/j	230	230
Coût de l'ammoniac, en dollars/t	200	200
Coût du soufre, en dollars/t	—	60

Les coûts de premier établissement, estimés, aux prix du début de 1975 pour une implantation aux États-Unis, ont été :

Coût aux limites des batteries
(en millions de dollars)

	Nitrophosphate	Urée + DAP
Acide nitrique	10,0	Acide sulfurique 8,0
Unité de nitrophosphate	13,9	Acide phosphorique 9,3
Unité de CAN	2,7	DAP 3,9
Stockage	5,8	Urée 14,5
		Stockage 3,8
Total	32,4	39,5

Il est à remarquer que, dans chaque cas, on a supposé que les unités de production faisaient partie d'un complexe contenant une usine de fabrication d'ammoniac et diverses installations auxiliaires, dont certaines à l'extérieur de l'usine; le coût total du complexe serait donc très supérieur aux chiffres ci-dessus. De plus, les coûts actuels (1978) seraient plus élevés à cause de l'inflation.

La différence de coût en capital pourrait donc n'être qu'une assez faible proportion du total.

A partir des estimations et des méthodes d'estimation données dans d'autres chapitres de ce manuel, et en ajoutant 21% aux coûts estimés des unités de nitrophosphate pour tenir compte de l'inflation de 1975 à 1978 on est arrivé aux estimations suivantes des investissements dans un pays développé :

Méthode à l'acide sulfurique

	Coût (en millions de dollars)
Acide sulfurique, 656 t/j (H ₂ SO ₄)	6,7
Acide phosphorique, 230 t/j (P ₂ O ₅)	9,2
DAP, 500 t/j (18-46-0)	5,1
Urée, 841 t/j (46-0-0)	17,0
Total aux limites des batteries	38,0
Coût total (coût aux limites des batteries × 1,5)	57,0
Installations de stockage	3,8
Total	60,8

Méthode au nitrophosphate
(80% de P₂O₅ solubles dans l'eau)

	Coût (en millions de dollars)
Acide nitrique, 1 000 t/j (HNO ₃)	14,5
Nitrophosphate, 1 000 t/j (23-23-0)	20,1
CAN, 950 t/j (26-0-0)	—
Total aux limites des batteries	34,6
Coût total (coût aux limites des batteries × 1,5)	51,9
Installations de stockage	5,8
Total	57,7

Méthode au nitrophosphate
(30 à 40% de P₂O₅ solubles dans l'eau)

	Coût (en millions de dollars)
Acide nitrique, 1 000 t/j (HNO ₃)	14,5
Nitrophosphate, 1 150 t/j (20-20-0)	16,0
CAN, 715 t/j (26-0-0)	—
Total aux limites des batteries	30,5
Coût total (coût aux limites des batteries × 1,5)	45,8
Installations de stockage	5,6
Total	51,4

Le recours au nitrophosphate exige donc un investissement un peu moindre qu'avec l'acide sulfurique pour une solubilité dans l'eau de 80% de l'anhydride phosphorique; pour un nitrophosphate où cette solubilité n'est que de 30 à 40%.

l'investissement nécessaire est considérablement inférieur, mais, dans ce cas, on obtient moins de CAN comme coproduit et la production totale d'éléments nutritifs est inférieure. On ne peut donc pas comparer exactement la troisième estimation avec les deux premières.

Dans les conditions admises pour l'estimation de 1975, le coût de production et le prix de vente départ usine (en sacs), avec un rendement de l'investissement de 20 %, étaient :

	Dollars / t de N + P ₂ O ₅	
	Nitrophosphate + CAN	Uree + DAP
Coût de production	325	337
Prix de vente départ-usine	365	393

Les résultats de cette estimation, comme ceux des deux premières, montrent que le coût est un peu moindre dans le cas du nitrophosphate que dans le cas de l'acide sulfurique, mais la différence peut être compensée par des frais de transport plus élevés à cause du dosage plus faible des produits. Des facteurs autres que le coût seront donc probablement décisifs. Par exemple, pour les pays manquant de soufre ou d'acide sulfurique, l'économie de devises étrangères peut jouer un rôle important. De plus, pour le soufre, il y a eu dans le passé des pénuries récurrentes qui ont limité la production d'engrais; ce facteur pourrait, lui aussi, favoriser le nitrophosphate dans les pays qui dépendent de l'étranger pour leur approvisionnement en soufre.

Le procédé au mélange d'acides (procédé phosphonitrique) convient particulièrement bien pour d'assez petites usines satellites, si l'ammoniac et/ou l'acide phosphorique sont importés. Davis *et al.* ont discuté ce procédé, du point de vue économique, par comparaison avec un procédé au phosphate-nitrate d'ammonium [10]. Un nitrophosphate 20-20-0 (solubilité dans l'eau 50 %) reviendrait moins cher, par unité d'éléments nutritifs, qu'un phosphate-nitrate d'ammonium 25-25-0,

si le soufre coûtait plus d'environ 35 dollars/tonne, dans les conditions admises. Cet avantage est augmenté si l'on emploie moins d'acide phosphorique (ce qui réduit la solubilité dans l'eau de l'anhydride phosphorique) ou si le prix du soufre est plus élevé.

Pour choisir entre plusieurs procédés, il faut des estimations détaillées correspondant aux conditions spécifiques. On peut souligner que la production de nitrophosphate est particulièrement fréquente dans plusieurs pays d'Europe où les conditions suivantes existent :

1. Il est possible de commercialiser un tonnage important d'engrais dans une région peu étendue; une concentration élevée en éléments nutritifs n'est donc pas essentielle;
2. On préfère en général le nitrate d'ammonium comme source d'azote.
3. Un pourcentage élevé de solubilité dans l'eau de l'anhydride phosphorique n'est pas jugé nécessaire.
4. Il existe peu ou pas de matières premières d'origine nationale pour fabriquer de l'acide sulfurique.
5. Les engrais composés sont préférés aux engrais simples.

Pour aider ceux qui pourraient désirer faire une étude de bien-fondé grossière, nous suggérons les quantités nécessaires pour une fabrication de 230 t/j d'anhydride phosphorique par le procédé Odda. Nous indiquons deux possibilités : fabriquer un produit dont l'anhydride phosphorique est très soluble dans l'eau (80 % ou plus) ou moins soluble (30 à 40 %). Cette seconde solution est meilleur marché (il faut moins de vapeur et d'électricité) et serait préférable là où une solubilité élevée dans l'eau n'est pas nécessaire. Le coproduit est indiqué sous la forme de CAN (26-0-0), mais on pourrait fabriquer du nitrate d'ammonium sans dépense supplémentaire.

Quantités nécessaires par tonne de nitrophosphate, avec coproduit

	1 tonne de 23-23-0 ^a et 0,95 tonne de CAN (26 % N)	1 tonne de 20-20-0 ^b et 0,715 tonne de CAN (26 % N)
Phosphate naturel (33 % P ₂ O ₅), en tonnes	0,719	0,624
Acide nitrique (à 100 %), en tonnes	1,069	0,838
Ammoniac, en tonnes	0,333	0,235
Dioxyde de carbone ^c , en tonnes	0,280	0,143
Carbonate de calcium ^d , en tonnes	0,276	0,160
Main-d'œuvre, en heures-homme ^e	0,407	0,35
Electricité, en kWh	210	80
Vapeur, en tonnes	1,66	1,22
Eau de refroidissement ^f , en tonnes	79	68
Fuel, en kg	7,3	7,3

^a Anhydride phosphorique soluble dans l'eau à 80 % (le dosage effectif peut être compris entre 22-22-0 et 23-23-0, suivant les impuretés contenues dans le phosphate naturel)

^b 30 % du P₂O₅ solubles dans l'eau

^c Peut d'ordinaire être fourni par une usine d'ammoniac

^d Sous-produit du procédé

^e Y compris le personnel d'encadrement

^f Sans recyclage

Références

1. Tennessee Valley Authority. 1974. *World Fertilizer Market Review and Outlook*. TVA Bulletin Y-70. Muscle Shoals, Alabama 35660.
2. McKnight, D., J. F. Anderson, Jr., M. M. Striplin, Jr., and T. P. Hignett. 1953. "Superphosphate Manufacture: Partial Replacement of Sulfuric Acid with Nitric Acid". *Journal of Agricultural and Food Chemistry*, 1:162-166.
3. Steen, J. F. and S. G. Terjeren. 1971. "Norsk Hydro Nitrophosphate Process". Paper presented at Second Interregional Fertilizer Seminar, September 21 to October 1, Kiev, USSR.
4. Knudsen, K. 1977. "The Case for Chloride-Free Fertilizer Materials", in *Granular Fertilizers and Their Production*. British Sulphur Corporation, London, England.
5. Kurandt, D. 1976. "Le procédé VEBA de production d'acide phosphorique". Communication présentée à la Conférence technique de l'ISMA, 13-16 septembre, La Haye (Pays-Bas).
6. Meline, R. S., H. L. Faucett, C. H. Davis and A. R. Shirley, Jr. 1971. "Pilot Plant Development of the Sulfate Recycle Nitric Phosphate Process". *Journal of Industrial and Engineering Chemistry, Process Design Development*, 10:257-264.
7. McFarlin, R. F. and W. E. Brown. 1968. "Nitrophosphate Process-Nitric Acid Digestion". *Proceedings of the Fertilizer Industry Round Table*, p. 108-113.
8. Strezoff, S. and G. Dell. 1968. "Nitrophosphate—Chemico Process". *Proceedings of the Fertilizer Industry Round Table*, p. 90-100.
9. Livingston, O. W., G. M. Blouin and J. G. Getsinger. 1971. "Separation of Ammonium Phosphate from Ammonium Nitrate in Sulfate Recycle Nitric Phosphate Process". *Journal of Agricultural and Food Chemistry*, 19(5):822.
10. Davis, C. H., R. S. Meline and H. G. Graham. 1968. "TVA Mixed-Acid Nitric Phosphate Process". *Chemical Engineering Progress*, 54(5):75-82.
11. Ando, J. and J. R. Lehr. 1968. "Compounds in Nitric Phosphate". *Journal of Agricultural and Food Chemistry*, 16(3):391-398.
12. Hignett, T. P., M. R. Siegel, T. M. Kelso and R. S. Meline. 1957. "Phosphate Ore: Fertilizer from Leached-Zone Ore". *Journal of Agricultural and Food Chemistry*, 5(8):587-591.
13. "New Kaltenbach Process Including SCHZ Process Gives up to 95-98% P₂O₅ Water Solubility in NP/NPK Fertilizers." 1968. *Phosphorus and Potassium*, (33):26-28.
14. Houston, E. C., T. P. Hignett and R. Dunn. 1951. "Compound Fertilizers from Rock Phosphate, Nitric and Phosphoric Acids and Ammonia". *Industrial and Engineering Chemistry*, 43:2413-2418.
15. Lounama, N. and L. Niinimaki. 1971. "Typpi Oy's Solvent Extraction Process for Producing Compound Fertilizers". Paper presented at Second Interregional Fertilizer Seminar, September 21-October 1, Kiev, USSR.
16. Ewell, R. 1968. "Nitrophosphate Fertilizers—Economics". *Proceedings of the Fertilizer Industry Round Table*, p. 3.
17. Slack, A. V., G. M. Blouin and O. W. Livingston. 1967. "It's Time to Consider Nitric Phosphates Part III Economic Considerations". *Farm Chemicals*, 30(6):124.
18. Hignett, T. P. 1975. "Technical and Economic Comparison of Nitric and Sulfuric Acid Routes to Phosphate Fertilizer". Paper presented at ANDA/ISMA Seminar, April 22-24, São Paulo, Brazil.

XVI. Autres engrais phosphatés

A. Superphosphate simple

Le superphosphate simple (SSP), aussi appelé superphosphate ordinaire, a été le principal engrais phosphaté pendant plus d'un siècle et, en 1955, il fournissait encore plus de 60 % du phosphate mondial. Depuis, son importance relative a décliné régulièrement; en 1975, il ne constituait que 20 % du phosphate employé comme engrais dans le monde non communiste (pour certains pays communistes, les données sont incomplètes). Le tonnage a peu diminué en valeur absolue, mais la plupart des nouvelles usines ont été conçues pour fabriquer d'autres produits à dosage plus élevé. Pour l'ensemble du monde, y compris les pays communistes, la TVA a estimé la production de SSP en 1972 à 7,87 millions de tonnes d'anhydride phosphorique, soit 35 % environ de la quantité totale d'anhydride phosphorique dans les engrais; elle a prévu pour 1978 une production de 7,4 millions de tonnes représentant à peu près 25 % du total des engrais phosphatés [1]. Le SSP est donc encore un engrais phosphaté important; il est probable qu'il le restera, bien que son importance relative doive diminuer.

Ses avantages sont les suivants :

1. Le procédé de fabrication est simple, il demande peu de capitaux et peu de qualifications techniques.
2. Les économies d'échelle sont faibles et de petites usines peuvent donc être rentables.
3. Comme le procédé n'exige pas beaucoup de capitaux, un pourcentage élevé d'utilisation de la capacité n'est pas un grand avantage et, de fait, beaucoup d'usines ont une activité saisonnière planifiée.
4. L'efficacité, sur le plan agronomique, du SSP, est hors de question; il sert d'étalon de comparaison pour les autres engrais phosphatés.
5. Le SSP fournit deux éléments secondaires, le soufre et le calcium qui, dans certains sols, ne sont présents qu'en quantité insuffisante.

Malgré ces avantages impressionnants, l'inconvénient du faible dosage, 16 à 22 % d'anhydride phosphorique, et les coûts de distribution élevés qui en résultent ont réduit l'intérêt porté à sa

production, parce que le coût franco à la ferme est en général plus élevé, pour une même quantité d'anhydride phosphorique, que celui du TSP ou des phosphates d'ammonium.

Le SSP sera encore logiquement préféré dans plusieurs situations, telles que :

1. Quand l'anhydride phosphorique et le soufre sont à la fois déficients, le SSP peut être la façon la plus économique de satisfaire les besoins. C'est le cas dans une grande partie de l'Australie et de la Nouvelle-Zélande, dans certaines régions des Etats-Unis et au Brésil. Il est probable que, dans l'avenir, on constatera une déficience en soufre dans d'autres endroits.
2. Dans les petits pays ou dans les régions reculées où la demande est insuffisante pour justifier la production, à une échelle rentable, d'engrais phosphatés concentrés et où l'importation est coûteuse, le SSP peut être le moyen le plus économique de satisfaire les besoins locaux.
3. Dans bien des cas, le SSP peut être un moyen intéressant d'utiliser l'acide sulfurique obtenu comme sous-produit qui ne peut servir à fabriquer des engrais plus concentrés parce que sa qualité et/ou sa quantité sont inadéquates. La fabrication de SSP permet aussi d'utiliser des gisements de phosphate naturel trop petits pour justifier une usine plus coûteuse.

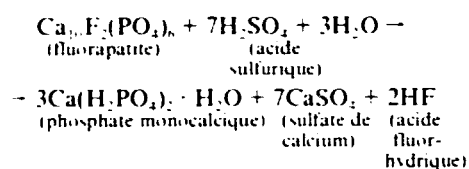
1. Caractéristiques nécessaires des phosphates naturels

Comme la teneur en anhydride phosphorique des phosphates naturels détermine le dosage de SSP produit, il est désirable que cette teneur soit élevée. La réactivité est aussi importante; les phosphates non réactifs doivent être moulus plus finement. Il est extrêmement difficile de fabriquer du SSP à partir de certaines apatites ignées. On peut, jusqu'à un certain point, tolérer la présence de composés du fer et de l'aluminium, bien qu'ils réduisent la solubilité dans l'eau de l'anhydride phosphorique. La présence de silice n'a aucun autre inconvénient que l'abaissement du dosage qu'elle provoque. Une augmentation du rapport CaO/P₂O₅ augmente la consommation d'acide

sulfurique par unité d'anhydride phosphorique et abaisse le dosage. On peut utiliser, sans inconvénient sérieux, les phosphates à teneur élevée en chlorures (jusqu'à 0,5 % Cl et peut-être plus), car la corrosion ne pose pas de problème grave dans la fabrication de SSP.

2. Chimie du SSP

La principale réaction chimique globale qui se produit lorsque, pour fabriquer du SSP, on mélange du phosphate naturel finement moulu et de l'acide sulfurique peut être représentée par l'équation suivante :



On admet, de façon générale, que la réaction se fait en deux stades : 1) l'acide sulfurique réagit avec une partie du phosphate, formant de l'acide phosphorique et du sulfate de calcium; 2) l'acide phosphorique ainsi formé réagit avec le reste du phosphate pour donner du phosphate monocalcique. Les deux réactions se produisent concurremment, mais le premier stade s'achève rapidement, tandis que le second dure plusieurs jours ou plusieurs semaines.

Le sulfate de calcium existe surtout sous forme anhydre. L'acide fluorhydrique réagit avec la silice dans la plupart des phosphates et une partie se volatilise, en général sous forme de tétrafluorure de silicium. Le reste peut former des fluosilicates ou d'autres composés qui restent dans le SSP. D'ordinaire, 25 % ou plus du fluor se volatilisent et doivent être récupérés pour ne pas polluer l'atmosphère. Dans certains cas, cette récupération donne des composés fluorés vendables, mais le plus souvent, on neutralise le liquide de lavage

par de la chaux ou du calcaire et on le rejette dans un bassin.

Le "superphosphate Kotka" est un mélange de superphosphate et de phosphate naturel. Il tire son nom de la ville finlandaise de Kotka où il a été fabriqué pour la première fois. Il a l'avantage de nécessiter peu de mûrissement et la teneur en acide libre est faible. Son efficacité est en général égale à celle de quantités équivalentes de superphosphate et de phosphate naturel non traités appliqués séparément.

Le tableau 1 donne la composition chimique d'un échantillon de superphosphate de Kotka et de cinq échantillons typiques de SSP. Ce dernier contient d'ordinaire 6 à 10 % d'humidité; on peut donc élever son dosage en le séchant.

On a fabriqué en Nouvelle-Zélande du "superphosphate de serpentine" en mélangeant de la serpentine (silicate de magnésium hydraté) avec du SSP; la proportion habituelle est d'une partie de serpentine pour quatre du SSP. La serpentine améliore les propriétés physiques du SSP en réagissant avec l'acide libre et elle fournit du magnésium aux plantes. Divers autres minéraux ou produits chimiques sont quelquefois ajoutés pour fournir du magnésium ou des oligo-éléments qui peuvent être nécessaires en certains points.

3. Méthodes de production

La fabrication du superphosphate comprend les trois ou quatre opérations suivantes :

1. Du phosphate naturel finement moulu (90 % passant au tamis à mailles de 0,147 mm) est mélangé avec de l'acide sulfurique. Pour du phosphate à 34 % d'anhydride phosphorique, il faut environ 0,51 kg d'acide sulfurique pur par kg de phosphate. L'acide sulfurique existe dans le commerce à des concentrations variant de 77 à 98 %. L'acide est d'ordinaire ramené à une concentration de 68 à 75 % avant d'être

TABLEAU 1. COMPOSITION DE SUPERPHOSPHATES SIMPLES

Origine du phosphate	Composition, pourcentage en poids								
	P ₂ O ₅		P. O.						
	Total	Disponible	Soluble dans l'eau	Acide libre	H ₂ O	CaO	SO ₃	RO	I
Floride	19,9	19,6	17,5	2,4	5,9	27,1	28,4	1,3	—
Floride (granulé)	21,5	20,7	17,4	0,6	1,1	30,5	30,7	2,3	1,6
Maroc	19,8	—	18,8	2,0	8,4	—	—	—	—
Maroc	21,4	20,2	—	1,7	9,8	—	—	—	—
Ocean Island	22,8	—	20,8	4,6	10,6	—	—	—	—
Maroc et Kola (Kotka) ^a	22,8	14,6 ^b	14,5	1,3	8,9	—	—	—	—

^aSuperphosphate plus phosphate naturel

^bSoluble dans le citrate alcalin

mélangé avec le phosphate; si l'on emploie un mélangeur à cône, l'eau peut être ajoutée séparément dans celui-ci. La dilution d'acide sulfurique concentré dégage beaucoup de chaleur; dans de nombreuses usines, on refroidit l'acide vers 70 °C, dans des échangeurs de chaleur, avant de l'utiliser.

2. La matière fluide sortant du mélangeur est envoyée dans une cave où elle se solidifie, par suite de la réaction chimique indiquée plus haut et de la cristallisation du phosphate monocalcique. On extrait le superphosphate de la cave après une durée de 30 minutes à 4 heures. A ce moment, il est encore assez plastique et sa température est de l'ordre de 100 °C.
3. Le produit enlevé de la cave est envoyé au stockage pour mûrissement; ce dernier exige deux à six semaines, suivant la nature et les proportions des matières premières et les conditions de fabrication. Pendant ce temps, la réaction s'achève presque complètement. Les teneurs en acide libre, en humidité et en phosphate n'ayant pas réagi diminuent, la quantité d'anhydride phosphorique disponible et soluble dans l'eau augmente. Le produit durcit et se refroidit. Il est ensuite envoyé à un émotteur, en général du type à marteaux ou à cage, à la sortie duquel il est envoyé sur

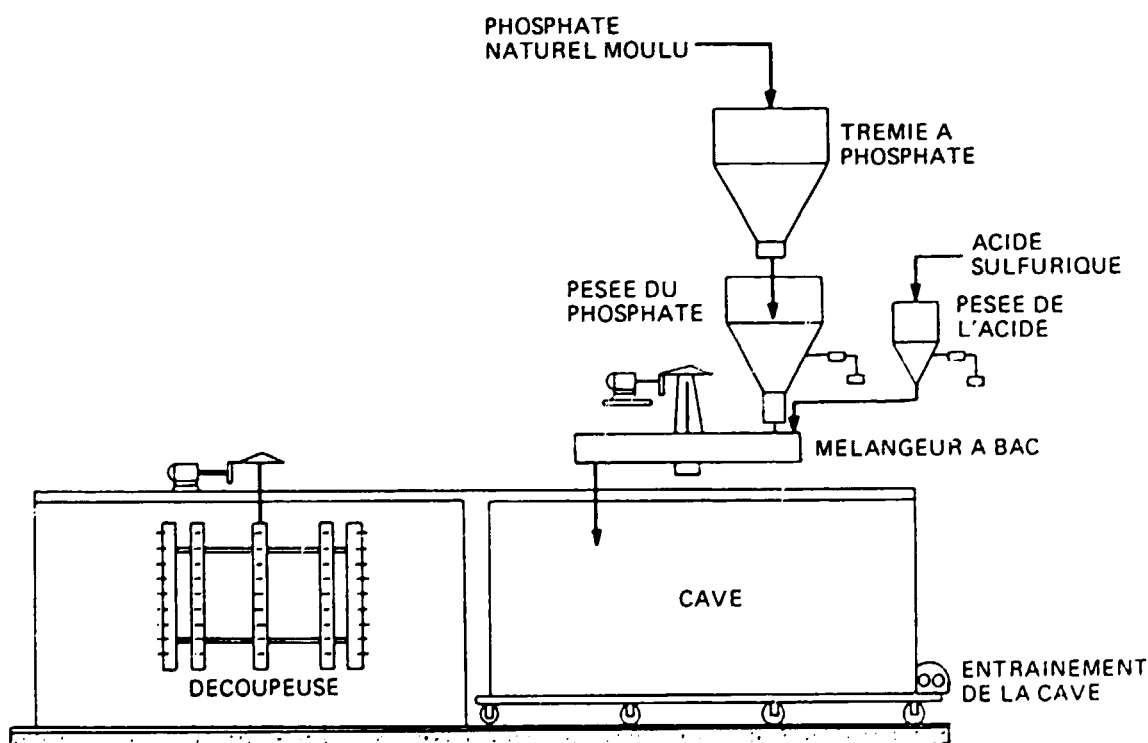
un tamis incliné dont les mailles ont environ 3,3 mm. Le refus est renvoyé à l'émoteur.

4. Si l'on désire obtenir du superphosphate granulé, la granulation peut se faire avant ou après mûrissement. Dans le premier cas, elle exige moins d'eau ou de vapeur. Après granulation, le produit est séché dans un sécheur et tamisé; les fines sont renvoyées à l'unité de granulation.

Pendant de longues années, on n'a fabriqué le SSP que de façon discontinue, mais, dans la plupart des usines modernes, le malaxage et le séjour en cave sont continus. Il existe de très nombreux modèles de mélangeurs et de caves, tant pour les procédés en continu que pour ceux en discontinu. Nous ne chercherons pas à les décrire tous; le lecteur trouvera plus de détails dans l'ouvrage *Superphosphate: Its History, Chemistry and Manufacture* [2].

La figure 1 montre un système discontinu très employé. Le phosphate et l'acide sont pesés et envoyés dans un mélangeur à bac d'une capacité de 1 à 2 tonnes. Après deux minutes environ, le mélange fluide est envoyé dans une cave d'une capacité de 10 à 40 tonnes. Quand elle est pleine, on enlève l'un des côtés et la cave avance lentement, sur des rails, vers une découpeuse qui coupe de minces tranches de superphosphate et les envoie à un convoyeur ou à un élévateur.

Figure 1. Fabrication de superphosphate simple, en discontinu



Si la pesée et la décharge du bac sont automatisées, le cycle de malaxage peut être de trois minutes; avec un mélangeur de deux tonnes, une cave de 40 tonnes peut être remplie en une heure. Dans certaines usines, il y a deux caves: on remplit l'une pendant qu'on vide l'autre, ce qui donne une production de 40 t/h.

La figure 2 est le diagramme d'acheminement d'un type répandu de fonctionnement en continu: la cave Broadfield est un exemple bien connu. Le mélangeur peut être un mélangeur à cône dont le produit est envoyé à un mélangeur à palettes. La durée de séjour en cave est d'ordinaire de 30 minutes à une heure; on peut la faire varier en agissant sur la vitesse du convoyeur à tablier métallique. Cet équipement convient aussi pour du superphosphate triple ou enrichi.

La fabrication d'une tonne de SSP à 20 % d'anhydride phosphorique disponible exige 626 kg de phosphate naturel moulu (à 34 % de P_2O_5), 390 kg d'acide sulfurique à 93 % et 90 kg d'eau. La réaction dégage beaucoup de chaleur. Environ 8 à 10 % en poids des produits utilisés (eau et composés volatils) sont perdus au cours de la fabrication et du mûrissement.

Une unité de malaxage typique, fonctionnant en continu et produisant 20 t/h de superphosphate non granulé, consomme 60 kW d'électricité. La main-d'œuvre nécessaire par poste est: un opérateur, deux manœuvres et un contremaître à temps partiel.

On peut, à partir des coûts unitaires actuels, obtenir une approximation grossière du coût direct de la fabrication de superphosphate, pour

une implantation donnée. Les quantités nécessaires, par tonne de superphosphate, sont:

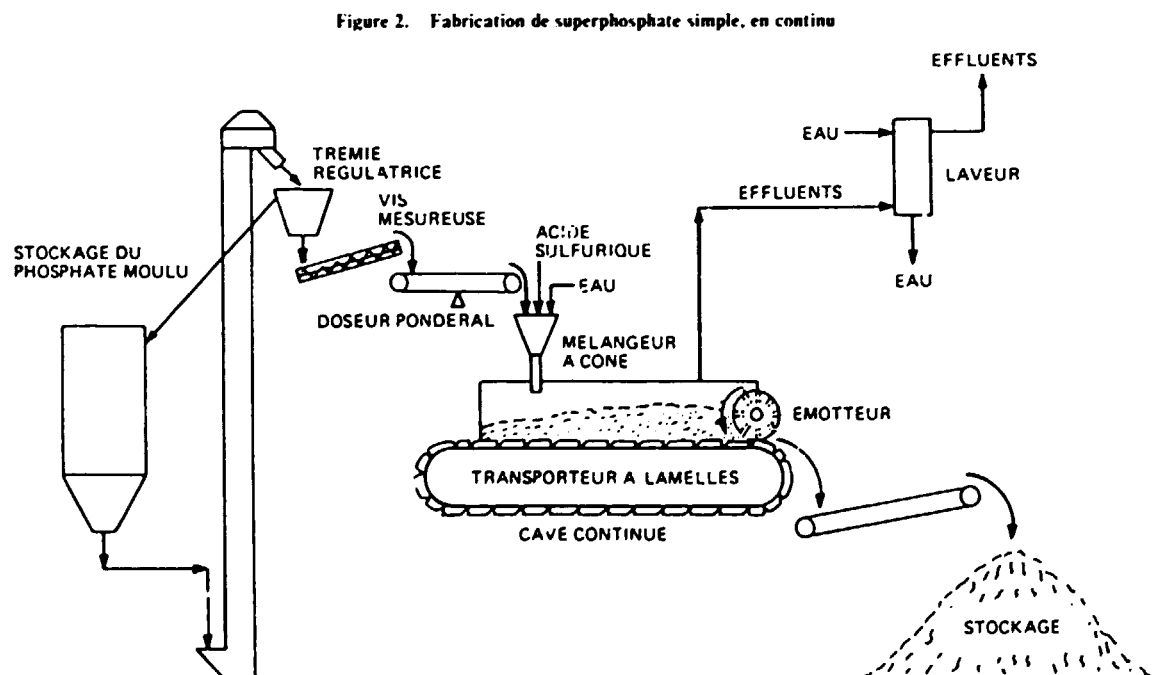
Phosphate naturel, en tonnes	0,626
Acide sulfurique à 93 %, en tonnes	0,390
Eau, en tonnes	0,1
Electricité, en kWh	3 ^a
Main-d'œuvre, en heures-homme	0,15
Personnel d'encadrement, en heures-homme	0,017

^aNon compris la mouture du phosphate, qui exige 7 à 25 kWh par tonne, suivant la dureté du phosphate et la finesse désirée.

Le coût en capital varie beaucoup. L'équipement lui-même est relativement bon marché, mais une usine autosuffisante, assurant la fabrication d'acide sulfurique, la mouture du phosphate naturel, le mûrissement et la granulation pourrait, pour une même production d'acide phosphorique, être aussi coûteuse qu'une usine fabriquant des engrais concentrés (TSP ou DAP). Cependant, les usines de SSP utilisent souvent de l'acide sulfurique sous-produit d'une usine extérieure. De plus, les petites usines de SSP peuvent acheter l'acide sulfurique à une usine plus importante fournissant plusieurs clients.

Quand plusieurs usines de SSP sont prévues ou en service, le phosphate peut être moulu à la mine ou dans un port et envoyé aux différentes usines, pour profiter des économies d'échelle. Quand la mouture doit se faire à l'usine de SSP, le coût dépend de la granulométrie initiale et de la dureté du phosphate.

Le coût du mûrissement dépend en partie du degré de récupération du fluor émis qui est nécessaire.



Le SSP doit être granulé ou non, suivant les préférences locales. Dans certains pays, le SSP non granulé est acceptable. D'autre part, le SSP est souvent utilisé comme produit intermédiaire pour la fabrication d'engrais composés granulés.

Quand on désire du SSP granulé, le système de granulation à la sortie de la cave décrit dans le chapitre XIV convient. D'après Sinte Maartensdijk, le rapport de recyclage dans cette usine était de 0,63/1 [3]. D'après la figure 14 du chapitre XIV, le coût aux limites des batteries d'une installation granulant 800 t/j serait d'environ 3,2 millions de dollars. Le tableau 2 du même chapitre donne, pour le coût aux limites des batteries de l'usine, non compris la production d'acide sulfurique ni le stockage du produit final :

	Coût (en millions de dollars)
Mouture du phosphate naturel	1,0
Acidification	0,8
Granulation	3,2
Mûrissement	1,2
Total	6,2

Nous donnons ci-dessous les quantités normalement nécessaires pour 800 t/j de SSP granulé et des exemples de coûts :

	Quantité (par tonne de SSP)	Exemples de coûts	
		Coût unitaire (en dollars)	Dollars, tonne de SSP
Phosphate naturel (33% de P ₂ O ₅)	0,626 t	25	15,65
Acide sulfurique (93% de H ₂ SO ₄)	0,390 t	27,90	10,88
Electricité ^a	33,5 kWh	0,015	0,50
Main-d'œuvre ^a	0,208 heure- homme	15,40 ^b	3,20
Combustible ^a	62 kcal	0,008	0,50
Vapeur ^a	55 kg	0,02	1,10
Eau ^a	85 kg	neg.	neg.
Coûts liés au capital ^c			6,21
			38,04

^aD'après la référence 3

^bCes coûts comprennent les frais généraux et le contrôle chimique

^cCoût aux limites des batteries = $1,5 \times 17,6^c$ divisé par 261 000 t

Le coût de production du SSP à 20% d'anhydride phosphorique 38,04 dollars équivaut à environ 190 dollars/tonne d'anhydride phosphorique, alors qu'au chapitre V, en appliquant les mêmes méthodes et les mêmes coûts unitaires, on arrivait à 200 à 213 dollars pour le TSP. Ce léger avantage serait plus que compensé par le coût accru de l'ensachage, du transport et du stockage. Si ces coûts ne s'élevaient qu'à 20 dollars par tonne, ils augmenteraient de 100 dollars par tonne le coût de l'anhydride phosphorique contre 43,50 dollars pour le TSP.

On peut donc conclure que la production et la distribution à grande échelle du SSP sont

rarement plus rentables que celles du TSP ou du DAP, à moins que des circonstances spéciales, telles qu'une déficience en soufre des terres, rendent le SSP plus utile.

D'autre part, de petites usines de SSP pour desservir de petits marchés locaux peuvent être rentables si l'on dispose de matières premières adéquates et si l'importation d'engrais plus concentrés est très coûteuse.

B. Superphosphate enrichi

Le superphosphate "enrichi" est essentiellement un mélange de SSP et de TSP, obtenu d'ordinaire en acidifiant du phosphate naturel par un mélange d'acides sulfurique et phosphorique. Théoriquement, on peut obtenir tout dosage intermédiaire entre SSP et TSP mais l'intervalle habituel est de 25 à 35% d'anhydride phosphorique. Les procédés et l'équipement sont à peu près les mêmes que pour le SSP [4].

Le superphosphate enrichi peut être utile pour les sols déficients en soufre où le SSP fournirait plus de soufre qu'il ne serait nécessaire. Un avantage est qu'on peut obtenir un mélange d'acides à la concentration voulue à partir d'acide sulfurique concentré (93 ou 98%) et d'acide phosphorique dilué (30% d'anhydride phosphorique), ce qui évite la nécessité de concentrer ce dernier.

C. Scories de déphosphoration

Les scories de déphosphoration, aussi appelées scories basiques ou scories Thomas, sont un sous-produit de l'industrie sidérurgique. La fonte obtenue à partir de minerais à haute teneur en phosphore est transformée en acier dans un convertisseur Thomas par oxydation au contact d'une scorie basique (riche en CaO). Les scories utilisées comme engrais contiennent d'ordinaire 10 à 20% d'anhydride phosphorique. On ajoute quelquefois volontairement du phosphate naturel à la charge d'un haut fourneau pour accroître la teneur en phosphore de la fonte et, par conséquent, la teneur en anhydride phosphorique des scories.

Les scories basiques provenant d'un four à bassin peuvent aussi contenir jusqu'à 10 à 12% d'anhydride phosphorique; on les utilise en agriculture dans certains pays, pour fournir la chaux et le phosphore.

Comme la plus grande partie des minerais de fer à haute teneur en phosphore se trouvent en Europe occidentale, c'est surtout dans cette région qu'on produit et utilise les scories de déphosphoration. La composition des scories basiques à

haute teneur en P, normalement comprise dans les intervalles suivants :

Composition en pourcentage en poids						
P ₂ O ₅	Na ₂ O	CaO	MgO	SiO ₂	MnO	Fe
15-20	4-6	42-50	3-6	0,5-2,5	2-4	9-13

Dans les scories basiques, l'anhydride phosphorique est surtout présent à l'état de silicophosphates de calcium : silicocarnotite (5CaO · P₂O₅ · SiO₂) et nagelschmitite (7CaO · P₂O₅ · 2SiO₂). De petites quantités de spath fluor (CaF₂) peuvent être ajoutées aux scories pour réduire leur viscosité pendant le raffinage de l'acier; ces scories contiennent de la fluorapatite et conviennent en général moins bien comme engrais.

L'essai de Wagner, qui mesure la solubilité de l'anhydride phosphorique dans une solution à 2 % d'acide citrique, est très généralement accepté pour apprécier la valeur d'une scorie basique comme engrais. La solubilité de l'anhydride phosphorique dans ce réactif varie de 85 à 98 % pour les scories anglaises [5].

En 1973, la consommation de scories de déphosphoration, qualité pour agriculture, équivalait à 1,2 million de tonnes d'anhydride phosphorique; depuis longtemps, elle ne s'écartait guère de ce niveau, mais récemment, les quantités disponibles ont diminué à cause de modifications des procédés sidérurgiques et de l'importation de minerai de fer à faible teneur en phosphore. En 1977, la production n'a été que d'environ 572 000 tonnes de P₂O₅, moins de la moitié de la moyenne pour 1960-65 [6]. De nouvelles réductions étaient prévues pour la période 1978-1981.

Les scories de déphosphoration sont considérées comme un bon engrais phosphaté pour les sols acides, et on les apprécie aussi pour leur teneur en chaux et en oligo-éléments. Elles sont d'ordinaire appliquées à l'état de fine poussière, bien qu'on ait quelque peu utilisé la granulation avec de la potasse.

D. Phosphates de potassium

Les phosphates de potassium sont d'excellents engrais et leur dosage très élevé est un avantage qui a stimulé de nombreuses recherches en vue de trouver un moyen économique de les fabriquer, mais jusqu'ici aucun de ceux qui ont été mis au point n'est assez économique pour permettre une production importante; l'utilisation est donc limitée actuellement à des cas spéciaux pouvant justifier le prix élevé.

Aujourd'hui, la plupart des phosphates de potassium utilisés comme engrais sont obtenus à partir d'hydroxyde ou de carbonate de potassium et d'acide phosphorique; ils sont utilisés sous forme liquide pour application sur les feuilles ou dans d'autres cas particuliers.

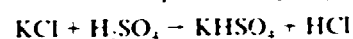
Les principaux sont :

		Dosage approximatif
Phosphate monopotassique	KH ₂ PO ₄	0-52-35
Phosphate dipotassique	K ₂ HPO ₄	0-40-54
Pyrophosphate tétrapotassique	K ₄ P ₂ O ₇	0-43-57
Métaphosphate de potassium	KPO	0-60-40

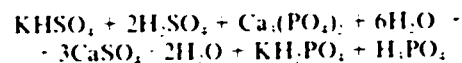
On a aussi fabriqué, à partir d'acide superphosphorique et d'hydroxyde de potassium, une solution de polyphosphate (0-26-27) contenant un mélange d'orthopolyphosphates, de pyropolyphosphates et de polyphosphates plus complexes.

La TVA, les SAI et d'autres ont obtenu du métaphosphate de potassium, dans des usines pilotes, par réaction à haute température, de l'acide phosphorique sur le KCl. Le dosage du produit pur est environ 0-60-40 et il a donc une teneur en éléments nutritifs de 100 % (par rapport aux oxydes).

Goulding (Irlande) et Pennzoil (Etats-Unis) viennent de mettre au point en commun un procédé consistant à traiter le chlorure de potassium par de l'acide sulfurique concentré pour obtenir du bisulfate de potassium [7, 8] :



L'acide chlorhydrique est récupéré à l'état de gaz sec et peut servir pour certaines réactions d'oxychloruration ou d'autres opérations industrielles pour lesquelles on emploie actuellement le chlore élément. Le bisulfate de potassium est utilisé, avec une nouvelle quantité d'acide sulfurique, pour fabriquer du phosphate monopotassique et de l'acide phosphorique. Une équation simplifiée de la réaction, le phosphate naturel étant supposé être du phosphate tricalcique, est :



Après élimination du gypse par filtration on peut traiter le mélange d'acide phosphorique et de phosphate monopotassique par l'ammoniac pour obtenir un engrais NPK exempt de chlore, tel que 8-48-16; on peut aussi séparer le phosphate monopotassique de l'acide phosphorique en le précipitant en solution dans le méthanol et le vendre séparément. Si on le désire, on peut convertir par pyrolyse le phosphate monopotassique en pyrophosphate ou en polyphosphate.

Ce procédé est appliqué dans l'industrie, à petite échelle, par Pennzoil dans une usine californienne. L'avantage évident du procédé est la récupération d'HCl sous une forme utile. Un autre avantage est qu'on peut adapter, avec des modifications mineures, un procédé classique par voie humide pour la fabrication d'acide phosphorique. De nombreux autres procédés de fabrication du phosphate de potassium à partir du KCl ont été proposés, brevetés ou mis au point à l'échelle industrielle, mais on n'en connaît aucun actuellement utilisé de façon commerciale.

E. Poudre d'os

Une assez petite quantité de poudre d'os est utilisée comme engrais, surtout par des jardiniers amateurs. Elle est bien trop coûteuse pour utilisation dans les fermes. La plus grande partie de la poudre d'os utilisée entre dans la composition d'aliments pour animaux.

F. Phosphate de calcium-magnésium fondu

Dans un procédé mis au point par la TVA, un mélange de phosphate naturel et d'olivine ou de serpentine (silicate de magnésium) est fondu au four électrique [9] et utilisé, à l'état de poudre fine, comme engrais. Il s'agit d'un phosphate de calcium-magnésium (CMP) vitrifié, contenant environ 20 % d'anhydride phosphorique et 15 % de magnésie. La solubilité dans l'acide citrique dépasse 90 %.

Le CMP est fabriqué dans plusieurs usines au Japon, où la production annuelle est d'environ 500 000 tonnes. Il est aussi produit en Corée, à Taiwan, en Chine, au Brésil et en Afrique du Sud. On emploie soit des fours électriques, soit des fours chauffés par combustion.

Les compositions théoriques de certains minéraux contenant du magnésium qui peuvent servir à produire du CMP sont :

Olivine	(Mg,Fe) ₂ SiO ₄
Serpentine	Mg ₃ H ₂ Si ₂ O ₆
Garniérite	(Mg,Ni)H ₂ SiO ₄
Magnésite	MgCO ₃

La composition de ces minéraux est variable; il peut y avoir remplacement du magnésium par du fer, du nickel et quelquefois du manganèse. Un échantillon de serpentine japonaise contenait 38 % de MgO, 38 % de SiO₂ et 8 % de Fe₂O₃; la perte au feu était de 14 % [10]. On peut employer dans ce procédé de l'oxyde de magnésium, obtenu par grillage de la magnésite ou par extraction de l'eau de mer; dans ce cas, il faut ajouter assez de silice pour que le produit contienne 20 à 30 % de SiO₂. Huang indique que des rapports serpentine/phosphate naturel compris entre 6/10 et 8/10 donnent la meilleure solubilité de l'anhydride phosphorique dans l'acide citrique, en utilisant du phosphate naturel de l'île Christmas (39 % de P₂O₅) ou de Lao Kay (33 %) [10]. Moulton dit avoir utilisé des rapports 1/2 avec du phosphate naturel du Montana (30 à 32 % de P₂O₅) [11]. Walthall et Bridger ont recommandé un rapport de 0,46/1 avec un phosphate naturel du Tennessee (33 % de P₂O₅) et de l'olivine de Caroline du Nord (45 % de MgO et 44 % de SiO₂) [9]. Environ 30 % du fluor se volatilisaient, mais la solubilité de l'anhydride phosphorique contenu

dans le produit n'avait pas de rapport avec la teneur en fluor. Dans des essais où l'on fournissait séparément la magnésie et la silice, on a constaté que 0,24 kg de magnésie et 0,26 kg de silice par kg de phosphate naturel donnaient un produit dont l'anhydride phosphorique était soluble à 96 % dans une solution de nitrate d'ammonium citratée. D'autre part, 0,28 kg de magnésie et 0,21 kg de SiO₂ donnaient une solubilité pratiquement totale.

Au Japon, on fabrique le CMP dans des fours à arc électrique du type utilisé pour le carbure de calcium. La charge est préparée en broyant et mélangeant du phosphate naturel et de la serpentine ou de l'olivine. La fusion exige environ 850 kWh/t de produit. Il est indispensable de refroidir rapidement le produit fondu, ce qui se fait d'ordinaire dans une auge par des jets d'eau à grande vitesse. Il faut une dizaine de tonnes d'eau (qui peut être recyclée) par tonne de produit. On laisse égoutter le produit refroidi, puis on le sèche et on le moule. La granulométrie spécifiée est d'au moins 70 % de passage à un tamis à mailles de 0,147 mm.

Ando a donné les résultats d'essais où des charges de garniérite, de phosphate naturel, de gypse et de coke étaient fondues dans un haut fourneau ou dans un four électrique, ce qui donnait du CMP et de la matte de nickel (mélange de sulfures de nickel et de fer contenant 20 à 25 % Ni, 60 à 66 % Fe et 14 à 17 % S) [12]. La matte était ensuite traitée pour récupérer le nickel. Le coke réduisait le gypse et les oxydes de fer et de nickel à l'état de sulfures. Quand on utilisait un haut fourneau, la combustion d'une quantité supplémentaire de coke fournissait la chaleur nécessaire pour la fusion.

On utilise aussi en Chine un procédé au haut fourneau pour fabriquer du CMP, avec récupération séparée du fer et du nickel.

Des essais en serre du Department of Agriculture des Etats-Unis ont montré que le produit est, en moyenne, plus efficace que le superphosphate sur des sols acides. Au Japon, des essais en plein air ont donné des résultats favorables sur un grand nombre de plantes et de sols différents. La valeur de chaulage du produit équivaut à 0,5 à 0,7 tonne de carbonate de calcium par tonne. Le magnésium présent à l'état d'oxyde est disponible pour les plantes en cours de croissance. Dans certains cas, la silice soluble dans le sol peut être un avantage.

G. Phosphate naturel défluoré

On fabrique au Japon une quantité appréciable (environ 100 000 t/an) de phosphate naturel défluoré utilisé comme engrais. On mélange du

phosphate à haute teneur moulu avec de petites quantités de carbonate ou de sulfate de sodium et de l'acide phosphorique obtenu par voie humide et l'on chauffe à 1 350 °C dans un four rotatif, alimenté au fuel, de 45 m de long et 2,7 m de diamètre. Le produit contient 38 à 42 % d'anhydride phosphorique, dont plus de 90 % sont solubles dans l'acide citrique à 2 % par la méthode utilisée au Japon pour évaluer ce produit; environ 85 à 90 % sont solubles dans une solution neutre de citrate d'ammonium. Presque tout le fluor est éliminé; on récupère comme sous-produit du bifluorure de sodium (NaHF₂). Un produit analogue, fabriqué aux Etats-Unis, est surtout utilisé pour compléter les aliments pour animaux. Le phosphore est surtout à l'état de phosphate tricalcique.

Les quantités nécessaires par tonne de produit contenant 41 à 42 % d'anhydride phosphorique total sont :

Phosphate naturel (37 % P ₂ O ₅) en kg	900
Acide obtenu par voie humide, en kg (de P ₂ O ₅)	95
Carbonate de sodium, en kg	120
Fuel lourd, en litres	200

Le produit serait un engrais efficace quand il est appliqué à l'état de poudre fine sur des sols acides.

La TVA a étudié la défluoration par fusion de phosphate naturel à faible teneur. Dix usines pilotes et deux usines de démonstration ont été construites et mises en service. Celle qui a donné les meilleurs résultats a fonctionné pendant 10 ans (1945-1955) et fourni environ 170 000 tonnes de produit contenant 28 % d'anhydride phosphorique, à partir de phosphate du Tennessee à faible teneur. Les résultats de cette étude ont été publiés [13].

H. Phosphate Rhénania

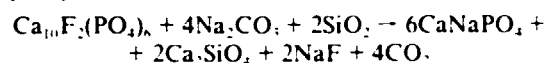
Le phosphate Rhénania est, lui aussi, obtenu par voie thermique : on chauffe à 1 250 °C, dans un four rotatif, un mélange de phosphate naturel, de carbonate de sodium et de silice [14]. On emploie assez de carbonate de sodium pour former du CaNaPO₄ et assez de silice pour former du Ca₂SiO₄, avec le calcium en excès. Les proportions sont normalement d'une partie de carbonate de sodium pour trois parties de phosphate, plus assez de silice pour amener la teneur en SiO₂ du produit à 10 %. Le produit obtenu contient 28 à 30 % d'anhydride phosphorique et une grande partie du fluor contenu dans les matières premières; néanmoins, il est presque entièrement soluble dans une solution de citrate d'ammonium neutre ou alcaline. Cet engrais est appliqué sur le sol à

l'état de poudre ou de petits granules contenant des sels de potasse. On fabrique aussi des variantes contenant du magnésium ou du bore, ajoutés pendant la granulation sous forme respectivement de kiésérite ou de borax. Des quantités importantes sont produites en Europe, en particulier en République fédérale d'Allemagne.

Un produit quelque peu analogue, le phosphate Roechling, est obtenu en utilisant comme source de sodium une scorie sodique, sous-produit de l'industrie sidérurgique; on peut aussi se servir de minéraux naturels tels que le trona (sesquicarbonat de sodium) ou le natron (carbonate de sodium).

Des expériences ont montré qu'on peut obtenir un produit analogue en frittant le carbonate de sodium avec du phosphate naturel et de la silice, ce qui donne un dosage 0-25-25. On suppose que le composé du phosphore contenu dans ce produit est CaKPO₄.

On admet que la réaction globale est, pour le phosphate Rhénania :



Tous les phosphates naturels sont utilisables, mais comme le dosage du produit dépend de celui du phosphate, on préfère une teneur élevée.

Les quantités nécessaires, pour une apatite ignée, sont :

	Quantité nécessaire par tonne de produit 0-29-0
Phosphate naturel, 38,7 % P ₂ O ₅	0,749 tonne
Soude Solvay, 100 % Na ₂ CO ₃	0,289 tonne
Sable, 97 % SiO ₂	0,077 tonne
Electricité	36 kWh
Vapeur	10 kg
Fuel	66 kg

Le produit aurait été nettement plus efficace que le superphosphate pour plusieurs sols acides de divers pays tropicaux : Costa Rica, Libéria, Congo, Zaïre, Ghana et Malawi, peut-être à cause de son alcalinité et de sa résistance à la fixation par le sol. Pour certaines plantes ou certains sols, le sodium et/ou la silice solubles dans le sol peuvent être utiles.

I. Métaphosphate de calcium

La TVA a produit pendant plusieurs années du métaphosphate de calcium, Ca(PO₃)₂, dans une usine de démonstration. On brûlait du phosphore élément et on faisait réagir la vapeur d'anhydride phosphorique obtenue sur du phosphate naturel. Le produit fondu était soutiré du four et solidifié sur un tambour d'acier refroidi par de l'eau [16]. Les flocons vitreux obtenus étaient à nouveau refroidis et broyés de façon à passer au tamis n° 10 (environ 1,6 mm).

La mise au point d'un procédé de fabrication de métaphosphate de calcium a exigé la construction de trois usines pilotes et de trois usines de démonstration, ainsi que des recherches étendues au laboratoire et au banc d'essai [17]. La troisième usine de démonstration a donné de bons résultats techniques et a fonctionné pendant environ 16 ans à partir de 1949. On a fabriqué au total près de 1 million de tonnes, y compris d'assez petites quantités provenant de la première et de la seconde usine de démonstration. Sur le plan économique, le procédé pouvait concurrencer le TSP quand les deux produits étaient fabriqués à partir de phosphore élément obtenu au four électrique.

Le métaphosphate de calcium pur contient 71,7 % d'anhydride phosphorique; le produit de la TVA n'en contenait qu'environ 65 %, à cause des impuretés contenues dans le phosphate naturel. Il n'était pas soluble dans l'eau, mais s'hydrolysait lentement, dans l'eau ou dans les sols humides, pour former des composés solubles dans l'eau [18]. Environ 98 % ou plus de l'anhydride phosphorique étaient solubles dans une solution de citrate d'ammonium neutre.

Le principal inconvénient du procédé était qu'il dépendait du phosphore élément, qui est devenu trop cher, dans la plupart des cas, pour la fabrication d'engrais. De plus, son effet agronomique dépend de la rapidité d'hydrolyse dans le sol, qui peut être insuffisante pour des plantes à croissance rapide.

On peut aussi obtenir du métaphosphate de calcium vitreux en fondant du TSP; à de plus basses températures, il se forme des structures cristallines, insolubles dans le citrate.

J. Phosphate dicalcique

Le phosphate dicalcique est un constituant courant des nitrophosphates et des engrais composés obtenus en traitant des superphosphates par l'ammoniac. On fabrique en Europe des quantités

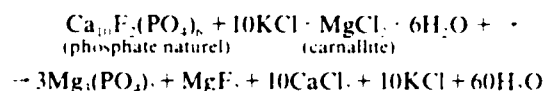
assez faibles, mais non négligeables, de phosphate dicalcique simple en utilisant de l'acide chlorhydrique obtenu comme sous-produit; on dissout le phosphate naturel dans l'acide chlorhydrique, puis on précipite le phosphate dicalcique en ajoutant peu à peu du calcaire et de la chaux éteinte. On récupère le produit par filtrage et lavage; la solution de chlorure de calcium qui reste peut être utilisée ou rejetée.

Diverses autres méthodes de production du phosphate dicalcique sont connues, mais, à notre connaissance, aucune n'est utilisée industriellement pour fabriquer des engrais. La neutralisation directe d'acide phosphorique, pur ou défluoré, par de la chaux ou du calcaire est utilisée pour produire du phosphate dicalcique destiné à l'alimentation humaine ou animale.

K. Phosphates de magnésium

On sait que les phosphates monomagnésique, dimagnésique et trimagnésique sont des engrais efficaces, mais aucune production commerciale de ces composés en vue de leur utilisation comme engrais n'est connue. Il est certain que de faibles proportions de ces phosphates se forment au cours du traitement de phosphates naturels contenant du magnésium.

Les Israel Mining Industries (IMI) ont mis au point, à l'échelle de l'usine pilote, un procédé consistant à chauffer de la carnallite impure à 400 °C avec du phosphate naturel [19]; la réaction présumée est :



Le produit de la réaction est lessivé par de l'eau pour éliminer les chlorures de calcium et de potassium; le produit solide restant, formé surtout de phosphate trimagnésique, est utilisable comme engrais après séchage. On peut récupérer le chlorure de potassium contenu dans l'eau de lessivage.

Références

1. Harre, E. A., O. W. Livingston and J. T. Shields, 1974. "World Fertilizer Markets Review and Outlook", TVA Bulletin Y-70, Tennessee Valley Authority, Muscle Shoals, Alabama (USA).
2. U.S. Department of Agriculture and Tennessee Valley Authority, 1964. *Superphosphate: Its History, Chemistry, and Manufacture*. U.S. Government Printing Office, Washington, D.C.
3. Sinte Maartensdijk, A. "Production directe de superphosphates granulés et d'engrais composés PK à partir d'acide sulfurique, d'acide phosphorique, de phosphate brut et de potasse". *Compte rendu de la Conférence technique de l'ISMA de 1976*, La Haye.
4. Yates, I. D., E. T. Nielsson, E. J. Fox and R. M. Magness, 1953. "Enriched and Concentrated Superphosphate". *Industrial and Engineering Chemistry*, 45(3):683-690.

5. Brown, G. G. and K. F. Thatcher. 1967. "The Production and Properties of Basic Slag". *Proceedings of the Fertiliser Society* (London), No. 96.
6. Phosphate Fertilizer Statistics (en anglais seulement). Comité économique de l'ISMA, Paris.
7. Thompson, W. H. 1971. "New Route Cuts Costs for Potassium Orthophosphates". *Chemical Engineering*, 78(8):83-85.
8. Drechsel, E. K. 1973. "Potassium Phosphates: The New Generation of SUPER Phosphates". Paper presented to the American Chemical Society, Division of Fertilizer and Soil Chemistry, August 28, Chicago, Illinois.
9. Walthall, J. H. and G. L. Bridger. 1943. "Fertilizer by Fusion of Rock Phosphate with Olivine". *Industrial and Engineering Chemistry*, 35(7):744-777.
10. Huang, T. H. 1953. "Serpentine Fused Phosphate". *Journal of Agricultural and Food Chemistry*, 1(1):62-67.
11. Moulton, R. W. 1949. "Electric Furnace Fertilizer—Ca-Mg-Phosphate". *Chemical Engineering*, 56(7):102-104.
12. Ando, J. 1959. "Simultaneous Production of Nickel Matte and Calcium Magnesium Phosphate". *Industrial and Engineering Chemistry*, 51(10):1267-1270.
13. Brosheer, J. C. and T. P. Hignett. 1953. "Development of Processes for Production of Fused Tricalcium Phosphate". TVA Chemical Engineering Report No. 7. Tennessee Valley Authority, Muscle Shoals, Alabama (USA).
14. Werner, W. 1967. *Die Rhenania-Dunger*. Verlag M & H Schaper, Hannover, West Germany.
15. Werner, W. 1969. "Die Bedeutung Kalk- und Silikathaltiger Phosphatdünger für die Düngung von Latosolen". *Der Tropenlandwirt*, 57-81.
16. Yates, L. D., L. F. Roy and R. S. Meline. 1951. "Improved Fertilizer Plant Design". *Chemical Engineering*, 58(6):135-137.
17. Brosheer, J. C. 1953. "Development of Processes for Production of Calcium Metaphosphate". TVA Chemical Engineering Report No. 6. Tennessee Valley Authority, Muscle Shoals, Alabama (USA).
18. Brown, E. H., J. R. Lehr, J. P. Smith, W. E. Brown and A. W. Frazier. 1957. "Crystalline Intermediates in the Hydrolytic Degradation of Calcium Polyphosphate". *Journal of Physical Chemistry*, 61(12):1669-1670.
19. Araten, Y. 1968. *New Fertilizer Materials*. Noyes Development Corporation, Park Ridge, New Jersey (USA).

XVII. Quelques facteurs influençant le choix d'un engrais phosphaté

Les engrais phosphatés décrits dans les chapitres précédents ont des solubilités dans l'eau et dans le sol très variables, tandis que tous les engrais azotés et potassiques courants sont solubles dans l'eau. De plus, les engrais phosphatés les plus employés contiennent d'autres éléments nutritifs primaires ou secondaires : azote (phosphate d'ammonium et nitrophosphates), calcium, magnésium et/ou soufre. Le choix d'un engrais phosphaté est donc assez complexe.

Le premier stade du processus de sélection doit être une bonne estimation des besoins présents et futurs du pays, de la province ou de la région en cause. Pour les raisons données ci-dessus, l'estimation doit porter, non seulement sur les besoins en phosphore, mais aussi sur ceux en azote et en éléments nutritifs secondaires.

Le second stade doit être une évaluation des types de sols, de plantes et de climats pour déterminer quel engrais phosphaté est acceptable. Des engrais phosphatés solubles dans l'eau sont d'ordinaire satisfaisants, mais des produits insolubles ou partiellement solubles sont souvent aussi efficaces et meilleur marché. En général, pour les sols à pH élevé, il faut un phosphate dont une grande partie du phosphore soit sous une forme soluble dans l'eau; cependant, le minerai de phosphate et d'aluminium calciné est satisfaisant pour certains de ces sols. En revanche, pour les sols acides, la solubilité dans l'eau est bien moins importante et des produits même complètement insolubles dans l'eau peuvent convenir.

Il faut évaluer les avantages et les possibilités d'acceptation des engrais composés, y compris les rapports N/P₂O₅, les plus utiles. Si les engrais composés sont utilisables, ceux fondés sur les nitrophosphates ou les phosphates d'ammonium peuvent être la source la plus économique.

Il faut tenir compte des besoins en éléments secondaires; si les sols manquent de soufre, du superphosphate simple ou enrichi ou du phosphate-sulfate d'ammonium peut être préférable. Une déficience en calcium suggère qu'on pourra envisager le phosphate naturel moulu, les scories de déphosphoration ou le phosphate Rhénania. Bien entendu, le meilleur moyen de fournir des éléments nutritifs secondaires peut ne pas être par l'inter-

médiaire de l'engrais phosphaté, mais cette possibilité doit être envisagée.

Parallèlement à l'évaluation des besoins en engrais, il faut évaluer les possibilités nationales de fabrication d'engrais. Le phosphate naturel est une ressource clé, mais la simple présence d'un gisement connu n'assure pas automatiquement qu'il sera rentable de la transformer en engrais. Les gisements de phosphate varient beaucoup quant à la possibilité d'une extraction et d'un traitement rentables et quant à la possibilité d'adaptation à divers procédés de fabrication d'engrais. On peut aussi envisager les matières premières permettant de fabriquer de l'acide sulfurique, les possibilités d'obtenir de l'acide sulfurique ou de l'acide chlorhydrique comme sous-produits, les sources d'énergie et les matières premières pour les procédés thermiques, y compris les minéraux contenant du sodium pour le phosphate Rhénania et ceux contenant du silicate de magnésie pour le phosphate de calcium-magnésium fondu.

Si un pays ne dispose ni de phosphate naturel ni des produits nécessaires pour le traiter, la question se pose de savoir ce qu'il faut importer : des matières premières de base, des produits intermédiaires ou des produits finis. La réponse dépendra de plusieurs facteurs, étudiés dans d'autres chapitres. Il est probable que l'importation de phosphate naturel en vue de sa mouture et de son application directe sera la solution la moins coûteuse, tant pour le coût de premier établissement que pour le coût d'exploitation. Cependant, le phosphate naturel n'est pas une bonne source de phosphore pour certains sols et certaines plantes. Des essais, sur le plan agronomique, sont donc nécessaires pour déterminer son utilité. L'importation de produits intermédiaires (acide phosphorique ou MAP non granulé), en vue d'un traitement ultérieur, peut être intéressante si la demande est suffisante pour permettre d'opérer à une échelle rentable. On peut envisager les nitrophosphates quand ils conviennent aux besoins de l'agriculture.

Lorsqu'il existe des sources nationales de phosphate naturel, on peut penser à l'appliquer directement ou à le transformer en engrais phosphaté. Le choix dépendra sans doute de la nature

du phosphate, de la demande estimée du marché, des coûts de distribution et des besoins de l'agriculture.

Quand le pays dispose soit de phosphate naturel d'une qualité et d'un coût satisfaisants, soit d'acide sulfurique obtenu comme sous-produit, soit de soufre bon marché, on peut envisager la fabrication d'engrais phosphatés non seulement pour la consommation nationale, mais aussi pour l'exportation.

Il est évident que le problème de satisfaire au moindre coût les besoins en engrais phosphatés d'un pays ou d'une région est complexe et exige une étude approfondie. Nous espérons que l'information fournie dans les chapitres XII à XVI sera utile pour le résoudre.

Dans les chapitres précédents, nous avons étudié séparément la fabrication de l'acide sulfurique, de l'acide phosphorique et du produit final (TSP, DAP ou MAP). Dans bien des cas, les trois opérations se feront en même temps, au même endroit. L'exploitation d'une telle usine peut poser certains problèmes et offrir certaines possibilités qui ne sont pas évidentes lorsqu'on étudie séparément les trois processus.

Exemple d'étude économique

Comme exemple des facteurs économiques et techniques qui entrent en jeu dans l'établissement du projet d'un complexe d'engrais phosphaté, nous prendrons un cas hypothétique : un pays en développement possède un assez petit gisement de phosphate, entre 5 et 10 millions de tonnes, qu'il désire utiliser pour produire des engrais phosphatés à utiliser dans le pays. Le phosphate peut être enrichi par une simple séparation granulométrique, de façon à amener sa teneur en anhydride phosphorique à 30 %, et des essais ont montré qu'il convenait pour fabriquer un acide phosphorique de qualité satisfaisante sans difficultés techniques particulières. On a envisagé un enrichissement supplémentaire du phosphate par flottation de façon à porter sa teneur en anhydride phosphorique à 35 % par élimination de la silice, mais cette hypothèse a été rejetée parce que la réalisation à assez petite échelle serait coûteuse et parce que les pertes au cours de cet enrichissement réduiraient sérieusement la vie utile du gisement.

La demande d'engrais phosphatés prévue est de 120 000 tonnes d'anhydride phosphorique par an. Il y a aussi une demande nationale importante d'engrais azotés, qui est satisfaite à partir d'une autre source, principalement sous forme d'urée avec de plus petites quantités de sulfate d'ammonium. L'utilisation de la potasse est faible, mais en augmentation. On a peu d'information sur la nécessité éventuelle de fournir du soufre. Il a été décidé qu'il serait acceptable de fournir

l'engrais phosphaté sous forme d'un composé NP, pourvu que le rapport minimal N/P₂O₅ soit au moins de 0,5/1, puisque toutes les plantes exigent au moins cette proportion d'azote sous forme de fumure de fond. Pour les plantes exigeant un rapport plus élevé, on peut mélanger de l'urée à l'engrais.

Une étude des facteurs agronomiques et économiques a montré que des engrais solubles à haut dosage seraient préférables et le choix s'est limité à TSP, DAP et MAP. Le problème est donc d'obtenir une indication préliminaire sur la rentabilité d'une fabrication éventuelle d'engrais phosphaté et, si oui, sur l'engrais qui serait préférable.

On a estimé que le phosphate naturel à 30 % d'anhydride phosphorique pouvait être livré à l'usine pour 20 dollars la tonne et que le coût franco du soufre était de 65 dollars la tonne. L'ammoniac est disponible à 120 dollars la tonne et l'urée en vrac à 145 dollars.

On suppose que l'usine proposée fonctionnera à 90 % de sa capacité, ce qui équivaut à 297 jours par an à pleine capacité. Le tableau 1 donne le calcul des quantités nécessaires par jour de fonctionnement à pleine capacité et les coûts en capital; le tableau 2 contient les estimations du coût de production.

Comme le montre le tableau 2, le coût par tonne de produit est minimal pour le TSP, mais le coût net par tonne d'anhydride phosphorique, compte tenu de la valeur de l'azote contenu, est le plus bas pour le DAP et la différence est très appréciable; elle augmente encore si l'on tient compte des coûts de distribution.

Il faut, pour déterminer si la réalisation du projet serait rentable, établir une comparaison avec l'importation d'acide phosphorique ou celle de TSP, de DAP ou de MAP en vrac. Pour cela, il faut une prévision des prix mondiaux et des coûts du transport. Les cours actuels (milieu de 1978) sont assez bas. Les prix (f.o.b.) sont d'environ 135 dollars/tonne pour le DAP en vrac, 95 dollars/tonne pour le TSP en vrac et 205 dollars/tonne d'anhydride phosphorique pour l'acide phosphorique¹. Les coûts prévus, qui figurent dans le tableau 2, sont un peu plus élevés, mais, pour certains emplacements, les coûts franco des produits importés pourraient être encore plus élevés. On pourrait donc considérer le projet comme potentiellement rentable, surtout compte tenu des hausses futures probables pour la plupart des produits importés.

La souplesse, permettant la production éventuelle d'engrais composés, serait un avantage pour le DAP ou le MAP. Par exemple, en ajoutant de l'acide sulfurique et une quantité supplémentaire d'ammoniac dans la fabrication du

¹"International Price Trends", *Fertilizer International* n° 11, septembre 1978, page 4.

TABLEAU 1. CALCUL DU COUT EN CAPITAL ET DES QUANTITES QUOTIDIENNES DE PRODUITS NECESSAIRES

	Production annuelle de 120 000 tonnes de P ₂ O ₅ , 297 jours de fonctionnement par an		
	TSP	DAP	MAP
Dosage	0-44-0 ^a	18-46-0	11-55-0
Tonnes de produit/an	272 727	260 870	218 182
Tonnes de produit/jour	918	878	735
Récupération de P ₂ O ₅ , pourcentage ^b	96	97	97
P ₂ O ₅ nécessaire, t/j	420,9	416,5	416,5
P ₂ O ₅ sous forme d'acide ^c	307,2	416,6	416,5
P ₂ O ₅ sous forme de phosphate naturel ^c	113,6	—	—
H ₂ SO ₄ nécessaire, t/j ^d	854	1 158	1 158
Coût en capital, en millions de dollars			
Usine d'acide sulfurique ^e	14,4	17,8	17,8
Usine d'acide phosphorique ^f	20,8	25,6	25,6
Granulation	18,9	13,3	11,8
Stockage de NH ₃	—	2,5	2,5
Stockage du produit ^g	2,3	2,2	1,9
Total	56,4	61,4	59,6

^aPour un phosphate naturel à 30 % de P₂O₅ avec un rapport CaO/P₂O₅ de 1,50, le TSP contient 44 % de P₂O₅ disponible.

^bOn admet 2 % pour les pertes de produit et pour les excédents de dosage par rapport aux chiffres annoncés, plus 2 % de P₂O₅ non disponible dans le TSP, 1 % dans le DAP et le MAP.

^cOn admet que 73 % du P₂O₅ proviennent de l'acide et 27 % du phosphate naturel, pour le TSP (chapitre XIV).

^dOn admet un rapport CaO/P₂O₅ de 1,5 dans le phosphate naturel (chapitre XIII).

^eVoir chapitre XII.

^fVoir chapitre XIII.

^gVoir chapitre XIV.

^hD'après un stockage de 45 jours de production (en vrac) à 40 dollars la tonne, plus 10 % de stockage (en sacs) à 75 dollars la tonne.

TABLEAU 2. COUTS DE PRODUCTION ESTIMES

	TSP	DAP	MAP
Acide sulfurique, dollars/tonne de H ₂ SO ₄ ^a	31,70	30,60	30,60
Acide phosphorique, dollars/tonne de P ₂ O ₅ ^b	217,83	210,17	210,17
	Dollars/tonne de produit		
Acide phosphorique	72,89	99,66	119,17
Phosphate naturel (0,4123 t à 20 dollars)	8,25	—	—
Ammoniac (0,224 et 0,137 à 120 dollars)	—	26,88	16,44
	81,14	126,54	135,61
Services auxiliaires	2,00	1,45	1,45
Coûts liés à la main-d'œuvre	6,36	3,50	4,19
Coûts liés au capital ^c	13,73	12,19	13,12
Coût total en vrac	100,23	143,68	154,37
Sacs et ensachage	12,00	12,00	12,00
Coût des produits en sac	112,23	155,68	166,37
Crédit pour l'azote à 341,30 dollars ^d	—	61,43	37,54
Coût net du P ₂ O ₅ , dollars/t de produit	—	94,25	128,83
Coût net, dollars/t de P ₂ O ₅	255,07	212,50	234,24

^aD'après les données du chapitre XII, en admettant que le soufre coûte 65 dollars/t

^bCoût d'exploitation estimé d'après la figure 8 du chapitre XII, plus 2,78 tonnes de H₂SO₄ au coût indiqué à la première ligne et 3,55 tonnes de phosphate naturel à 20 dollars

^cD'après les coûts en capital des installations de granulation, de stockage d'ammoniac et de stockage du produit

^dÉquivalent à de l'urée en sacs à 157 dollars/t

DAP, on pourrait obtenir un dosage 18-36-0, contenant du soufre, pour les sols où il en manque. On pourrait ajouter de la potasse pour obtenir des engrais NPK tels que 14-35-14. Il faudrait assez peu d'éléments d'équipement supplémentaires.

Le calcul donné comme exemple montre l'interdépendance des trois unités (fabrication d'acide sulfurique, fabrication d'acide phosphorique et granulation). En prenant l'exemple du TSP, le coût en capital de l'usine est de 470 dollars par tonne d'anhydride phosphorique fabriqué annuellement, pour un fonctionnement à 90 % de la capacité. Les coûts en capital inclus dans les coûts de production s'élèvent à 17,67 % de 470 dollars, soit 83,05 dollars/tonne d'anhydride phosphorique ou 36,54 dollars/tonne de TSP, environ 36 % du coût de production total du produit en vrac. Si l'on voulait un rendement de l'investissement de 10 %, il faudrait ajouter 47 dollars par tonne d'anhydride phosphorique

(environ 20,68 dollars/tonne de TSP). Faire passer le taux d'utilisation de la capacité de 90 à 100 % réduirait le coût de production du TSP de 3,6 % tandis que, pour un taux de 60 % seulement, les coûts augmenteraient d'environ 18 %. Le capital joue donc un rôle d'importance moyenne dans l'ensemble du complexe. Les matières premières (soufre et phosphate naturel) représentent environ 49 % du coût de production de TSP en vrac; pour le DAP, obtenu à partir de soufre, de phosphate naturel et d'ammoniac, ce chiffre est d'environ 59 %.

En pratique, la situation est rarement aussi simple et aussi bien définie que dans l'exemple hypothétique ci-dessus. Cependant, un calcul de ce genre peut être un premier pas utile dans l'étude de bien-fondé d'un projet contenant les phosphates et dans le choix d'un produit. Une étude de bien-fondé beaucoup plus détaillée est naturellement nécessaire avant l'approbation d'un projet.

Quatrième partie

**ENGRAIS POTASSIQUES ET
AUTRES ENGRAIS**

XVIII. Engrais potassiques

A. Introduction

C'est en 1861 que la potasse a été pour la première fois extraite commercialement, sous forme de carnallite, dans la région de Stassfurt (Allemagne), peu après les recherches de Liebig montrant que les sels de potassium pourraient être utilisés avantageusement comme engrais chimique. Deux ans plus tard, 14 mines étaient exploitées. La production totale a été en 1864 de 110 000 tonnes de sels; ce chiffre a augmenté peu à peu jusqu'à environ 3 millions de tonnes en 1900 et 44 millions en 1978-1979 (calculé en produit à 60 % de K_2O).

Le potassium est le septième élément, par ordre d'abondance, de la croûte terrestre. Ce n'est pas seulement un constituant essentiel de la vie végétale et animale; il se rencontre, à très faibles concentrations, dans les roches et dans les sols, dans les océans, les lacs et les cours d'eau et dans les évaporites des lacs salés. La source rentable de potasse la plus répandue est constituée par les dépôts d'évaporite, formés par l'évaporation d'eau salée dans des conditions de grande aridité [1]. Les gisements commercialement exploitables, tels que ceux de l'Elk Point Basin dans l'ouest du Canada, ont été formés par l'arrivée de grandes quantités d'eau de mer dans une lagune où les sels dissous ont précipité dans l'ordre inverse de leur solubilité : d'abord le carbonate de calcium, le sulfate de calcium, l'anhydrite et le chlorure de sodium, ensuite les sels de potassium et de magnésium très solubles quand la concentration a atteint environ le centuple du chiffre initial.

Les principaux minéraux potassiques commercialement importants que l'on rencontre dans les évaporites sont la sylvinite, la langbeinite, la kainite et la carnallite. La sylvinite, un mélange de cristaux de chlorure de potassium et de sodium, est la plus facile à traiter et la plus exploitée. Elle se rencontre d'ordinaire en plusieurs couches, placées chacune entre deux couches de chlorure de sodium.

Dans toutes les mines de potasse d'Amérique du Nord, on exploite la sylvinite. Deux mines des États-Unis produisent aussi de la langbeinite, vendue comme source, non seulement de potasse et de soufre, mais aussi de magnésium soluble dans l'eau. Un producteur fait aussi réagir la langbeinite avec le chlorure de potassium pour obtenir du sulfate de potassium et du chlorure de magnésium, ce dernier étant un déchet. On tire aussi du chlorure ou du sulfate de potassium de dépôts de saumure.

La carnallite ($KCl \cdot MgCl_2 \cdot 6H_2O$), plus difficile à traiter, est raffinée en Europe, en Israël et en URSS pour récupérer le chlorure de potassium.

La kainite ($KCl \cdot MgSO_4 \cdot 3H_2O$) se rencontre dans plusieurs mines européennes, d'ordinaire à côté d'autres minerais de phosphate.

Le but du présent chapitre est de montrer l'importance de la potasse, de passer en revue sa minéralogie et ses principaux gisements, de donner une idée générale des processus de raffinage, d'indiquer les tendances de ses produits, de faire connaître les niveaux des prix et des coûts habituels de production, enfin de résumer le commerce et la consommation de potasse dans le monde.

B. Importance agronomique et industrielle de la potasse

Quelque 17 éléments sont normalement nécessaires pour une bonne croissance des plantes, mais l'azote, le potassium et le phosphore, les trois éléments majeurs, sont nécessaires en bien plus grandes quantités que les autres. Pour obtenir l'efficacité maximale, ces trois éléments doivent être fournis à peu près dans les proportions où on les rencontre dans la plupart des végétaux, c'est-à-dire que le rapport de l'azote au potassium doit être d'environ 2/1. Dans les engrais du commerce, il faut donc environ deux fois plus d'azote que de potasse, sauf quand le sol peut fournir celle-ci. L'utilisation toujours croissante d'engrais azotés entraîne donc l'application de potasse en quantités parallèlement croissantes.

Les fonctions physiologiques du potassium dans les plantes sont au moins les suivantes :

1. Favoriser le métabolisme des glucides, c'est-à-dire la formation, la dégradation et le transport de l'amidon.
2. Favoriser le métabolisme de l'azote et la synthèse de protéines dans les plantes vertes.
3. Réguler les activités de divers éléments nutritifs essentiels.
4. Neutraliser les acides organiques physiologiquement importants.
5. Activer diverses enzymes.
6. Favoriser la croissance de jeunes méristèmes.
7. Réguler le mouvement des stomates et les relations internes concernant l'eau.

Environ 95 % de la potasse extraite sont employés comme engrais [2], le reste ayant diverses applications industrielles. Une potasse plus pure (99,92 % KCl) est employée dans l'industrie de la fabrication de chlore et de potasse caustique (KOH) par l'électrolyse de solutions aqueuses de KCl. La potasse caustique sert à la fabrication de savons liquides, de textiles, de graisses, de catalyseurs, d'accumulateurs alcalins et de caoutchouc synthétique; elle sert aussi en gravure. Une quantité non négligeable est utilisée pour fabriquer du carbonate de potassium et d'autres composés de ce métal. Plus de la moitié du carbonate de potassium produit annuellement est employé en verrerie. La potasse caustique sert aussi, en assez petites quantités, pour produire des phosphates de potassium destinés à des engrais spéciaux, tels que les engrais liquides à appliquer sur les feuilles. De petites quantités de chlorure de potassium, qualité pour agriculture, sont employées, avec du chlorure de sodium et d'autres produits chimiques, comme fondants, dans le raffinage de l'aluminium et du magnésium; elles figurent aussi dans la composition des boues employées dans le forage des puits de pétrole.

C. Minéralogie des minerais de potasse

Le potassium représente 2,35 % de la croûte terrestre, où il est surtout mélangé avec des dépôts de composés sodiques, mais on le rencontre aussi dans les feldspaths, la muscovite, le granite et le gneiss. Les roches sédimentaires forment à peu près 5 % de la croûte terrestre. Les grès contiennent environ 1,1 % de potassium, les schistes environ 2,7 % et les calcaires environ 0,27 %. Le potassium, un métal alcalin monovalent, n'existe pas dans la nature à l'état libre parce qu'il est très réactif et a une grande affinité pour d'autres éléments. Ses caractéristiques sont: point de fusion, 63,5 C; chaleur spécifique, 0,177 cal/mole/ C; poids spécifique, 0,86.

Les gisements de minéraux potassiques résultent d'ordinaire de l'évaporation de l'eau de mers qui ont été séparées de la masse principale des océans, ou de mers intérieures, où les sels dissous ont peu à peu précipité. Le potassium et les autres métaux alcalins ont été amenés dans les océans et les lacs par des cours d'eau qui les ont enlevés, par lessivage, aux roches et aux sols. Le lessivage du sodium des sols est plus facile que celui du potassium, parce que celui-ci se fixe sur les particules d'argile.

Les sels cristallisent dans l'ordre inverse de leur solubilité: l'ordre est en général: carbonate de calcium, carbonate de magnésium, sulfate de calcium, chlorure de sodium, sulfate de magnésium, chlorure de magnésium et enfin chlorure de potassium. Le dépôt peut varier sous l'influence

de diverses conditions, qui peuvent expliquer les différentes couches que l'on rencontre.

Après précipitation des sels moyennement solubles, l'eau mère est riche en chlorure et en sulfate de magnésium et contient de plus faibles quantités de potassium et de brome.

Les sels d'origine marine dans l'eau de mer comprennent:

Sylvite	KCl
Carnallite	KCl · MgCl ₂ · 6H ₂ O
Kiesérite	MgSO ₄ · H ₂ O
Polyhalite	2CaSO ₄ · MgSO ₄ · K ₂ SO ₄ · 2H ₂ O
Langbeinite	K ₂ SO ₄ · 2MgSO ₄
Boracite	5MgO · MgCl ₂ · 7B ₂ O ₃

Dans le cas de couches lacustres, on rencontre d'autres minéraux, tels que ceux du lac Searles en Californie:

Halite	NaCl
Hanksite	9Na ₂ SO ₄ · 2Na ₂ CO ₃ · KCl
Trona	Na ₂ CO ₃ · NaHCO ₃ · 2H ₂ O
Borax	Na ₂ B ₄ O ₇ · 10H ₂ O
Glasérite	3K ₂ SO ₄ · Na ₂ SO ₄

Les minéraux potassiques suivants se rencontrent dans la nature: le principal est la sylvite, d'ordinaire mélangée au chlorure de sodium; le mélange est appelé sylvinite. Dans la production d'engrais potassiques, on emploie aussi la carnallite, la langbeinite, le salpêtre (nitrate de potassium) et la kainite.

Minéral	Composition	Pourcentage de K ₂ O
Chlorides		
Sylvite	KCl	63,1
Carnallite	KCl · MgCl ₂ · 6H ₂ O	17,0
Kainite	KCl · MgSO ₄ · 3H ₂ O	18,9
Hanksite	KCl · 9Na ₂ SO ₄ · 2Na ₂ CO ₃	3,0
Sulfates		
Polyhalite	K ₂ SO ₄ · MgSO ₄ · 2CaSO ₄ · 2H ₂ O	15,5
Langbeinite	K ₂ SO ₄ · 2MgSO ₄	22,6
Événite	K ₂ SO ₄ · MgSO ₄ · 4H ₂ O	25,5
Schoenite	K ₂ SO ₄ · MgSO ₄ · 6H ₂ O	23,3
Krugite	K ₂ SO ₄ · MgSO ₄ · 4CaSO ₄ · 2H ₂ O	10,7
Glasérite	3K ₂ SO ₄ · Na ₂ SO ₄	42,6
Singénite	K ₂ SO ₄ · CaSO ₄ · H ₂ O	28,8
Aphthalite	(K, Na)SO ₄	29,8 ^a
Kainite	K ₂ SO ₄ · Al ₂ (SO ₄) ₃ · 24H ₂ O	9,9
Alunite	K · Al(OH) · (SO ₄) ₂	11,4
Nitrates		
Salpêtre	KNO ₃	46,5

^a En supposant des proportions équimoléculaires de K et de Na.

Les silicates et les autres minéraux insolubles, sauf l'alunite, ne figurent pas dans le tableau ci-dessus. On peut classer les gisements de potasse en trois grandes catégories, suivant la minéralisation de l'horizon principal:

1. Minéralisation carnallitique: zone à carnallite-kiesérite-halite, et zone à carnallite-halite.

2. Minéralisation sylvinitique: zone à sylvite-kiesérite-halite, zone à sylvite-anhydrite-halite et zone à sylvite-halite.
3. Minéralisation kainitique: présences de sulfates, de chlorures et d'une zone à kainite-langbeinite-picromérite-glasérite-polyhalite.

D. Réserves mondiales de potasse

Les réserves mondiales de potasse sont énormes et suffiront aux besoins pendant bien des siècles. En 1978, le Bureau of Mines des Etats-Unis les estimait à environ 12 milliards de tonnes de K₂O, aux prix à la mine aux Etats-Unis de 1976, et les ressources totales à 132 milliards de tonnes [3]. De plus, l'eau de mer est une source pratiquement illimitée, quoique plus coûteuse.

D'énormes quantités de potasse existent au Canada et en URSS: ces deux pays possèdent probablement ensemble plus de la moitié des réserves du monde et environ 80% de ses ressources. Les autres réserves connues se trouvent aux Etats-Unis, en Europe, au Moyen-Orient, en Thaïlande, au Congo et en Amérique du Sud. Le tableau 1 donne une estimation des réserves et des ressources mondiales, d'après un rapport récent du Bureau of Mines des Etats-Unis [3]. Une estimation analogue a été publiée par la Banque mondiale [4]. Nous donnons plus loin une brève description de chaque gisement [5, 6].

Dans la classification du Bureau of Mines des Etats-Unis, les "réserves" sont des minerais exploitables aux prix actuels du marché ou à leur voisinage, tandis que les "ressources" sont des minerais qu'on pourrait extraire, qui, à cause du coût ou d'autres contraintes, ne seraient pas nécessairement exploitables aux prix actuels, mais pourraient l'être plus tard [3]. La classification des estimations de la Banque mondiale est analogue. Les données nécessaires pour faire ces estimations ne sont pas toujours disponibles ou peuvent être interprétées de plusieurs façons. La figure 1 donne l'emplacement des principaux gisements de potasse.

1. Canada

Saskatchewan

La mise en valeur des vastes gisements de potasse de la formation dévonienne d'évaporite de la Prairie, dans le Saskatchewan et dans les provinces voisines de l'Alberta et du Manitoba, a été, pour l'industrie de la potasse, l'événement le plus important des trois dernières décennies. On a défini trois zones principales. La zone 1 (Esterhazy), la plus profonde, atteint une puissance maximale d'environ 21 m; elle consiste en

TABLAU 1. EVALUATION DES RESSOURCES MONDIALES DE POTASSE (EN MILLIONS DE TONNES DE K₂O)^a

Zone	Réserves ^b	Ressources ^b	Ressources totales
Amérique du Nord			
Canada	9 000	58 000	67 000
Etats-Unis	180	5 260	5 440
Total	9 180	63 260	72 440
Amérique du Sud			
Chili	9	9	18
Pérou	0	9	9
Bésil	45	225	270
Total	54	243	297
Europe			
France	35	145	180
RDA	270	4 260	4 530
RFA	180	3 080	3 260
Italie	9	27	36
Espagne	27	153	181
URSS	1 800	43 500	45 300
Royaume-Uni	45	225	270
Total	2 366	51 391	53 757
Asie			
Israël et Jordanie	218	870	1 088
Chine (République populaire de)	9	9	18
Laos	18	27	45
Thaïlande	55	9 015	9 070
Total	300	9 921	10 221
Afrique			
Congo	0	180	180
Océanie			
Australie	0	18	18
TOTAL	11 900	125 013	136 913

^aBureau of Mines des Etats-Unis, 1978 "Potash" Mineral Commodity Profiles MCP-11 (les tonnes courtes ont été converties en tonnes métriques)

^bAux prix moyens à la mine aux Etats-Unis en 1976

une région centrale à sylvinite entourée d'une zone à carnallite richement minéralisée. La zone 2, celle de la Belle Plaine, atteint une puissance maximale de 23 m; la partie centrale est à sylvinite, mais la zone à carnallite est plus étroite dans la zone 1. Dans la zone 3, celle du lac Patience, l'épaisseur dépasse 24 m et la minéralisation carnallitique entourant la sylvinite est encore plus étroite. De façon générale, la teneur augmente du nord au sud, passant de 20 à 30% de K₂O; elle est à peu près la même dans les trois zones. La profondeur des évaporites de la Prairie va de 660 m le long du bord nord à 3 050 m à la frontière des Etats-Unis.

Au Saskatchewan, sept organisations exploitent 10 mines dont la capacité annuelle totale est de 8 millions de tonnes. Toutes ont adopté l'exploitation souterraine, sauf une qui utilise la lixiviation. Les ressources totales pourraient être

Figure 1. Principaux gisements de potasse du monde



Source: Banque Mondiale

de 74 milliards de tonnes de K₂O, dont 18 milliards pouvant être exploités de façon rentable : 5 milliards par les méthodes d'extraction classique et 13 milliards par lixiviation [3, 6].

Provinces Maritimes

Les gisements d'évaporite des parties adjacentes de la Nouvelle-Écosse et du Nouveau-Brunswick sont connus depuis le début du XX^e siècle; on en extrait depuis nombre d'années du gypse et du sel gemme. La potasse a été découverte dans les gisements de sel de Nouvelle-Écosse en 1919, puis redécouverte en 1939, mais on ne s'y est pas intéressé à cause de la faible teneur et des conditions d'extraction défavorables. Une exploration plus poussée a commencé en 1965. On a trouvé des réserves rentables à environ 600 m de profondeur dans le bassin de Moncton dans une région voisine du Nouveau-Brunswick. L'épaisseur varie de 3 à 15 m et la teneur moyenne est de 21 à 30 % de K₂O. Une mine est actuellement (1979) en cours de réalisation et l'on a annoncé le projet d'une seconde mine et d'une raffinerie; la capacité annuelle totale prévue est d'au moins 2 millions de tonnes de chlorure de potassium. Un élément favorable est l'existence, à moins de 50 km, du port en eau profonde de St. John.

On a aussi trouvé des gisements de potasse à Terre-Neuve et il est prévu de continuer à explorer dans cette province et en Nouvelle-Écosse.

2. Etats-Unis

Dakota du Nord

La formation d'évaporites de la Prairie existe sous 20 700 km² de la partie du bassin de Williston se trouvant dans le Dakota du Nord et le Montana, à des profondeurs de 2 000 à 4 000 m; c'est un prolongement des gisements canadiens. Les couches sont puissantes et à haute teneur, mais leur profondeur exigerait le recours à une méthode coûteuse, la lixiviation. La société PPG Industries a annoncé, en 1976, qu'on procéderait, à titre expérimental, à l'extraction par cette méthode à des profondeurs de 3 000 à 3 600 m, soit à peu près le double de celle de la mine déjà exploitée de cette façon au Canada par sa filiale Kalium.

Nouveau-Mexique

Des forages d'exploration ont permis de délimiter, dans l'ouest du Texas et le sud-ouest du Nouveau-Mexique, un bassin sédimentaire permien d'une superficie d'environ 104 000 km². Le minéral le plus abondant est la polyhalite, mais il existe de la sylvinite extractible aux environs de Carlsbad. On a rencontré au moins 60 couches de minerais de potasse, dont 11 zones de quelque importance. Celles-ci se trouvent entre 250 et 610 m au-dessous de la surface, avec un léger pendage vers le sud-est; dans la partie exploitable l'épaisseur varie de 1,5 à 3 m. Il s'agit de sylvinite, contenant

plus de 3 % de matières insolubles dans l'eau; deux couches contiennent à la fois de la sylvinite et de la langbeinite. On estime les réserves à environ 85 millions de tonnes de K_2O .

Sept mines sont exploitées au Nouveau-Mexique. L'une d'elles produit de la langbeinite, cinq de la sylvite et la dernière fournit les deux à la fois. La teneur moyenne du minerai en K_2O est d'environ 16 %.

Utah

Les gisements de Cane Creek, près de Moab, dans le sud-est de l'Utah, sont à environ 1 200 m de profondeur. L'horizon à sylvinite exploité a 3-4 m d'épaisseur, sa teneur est de 25 à 30 % de K_2O . Il s'agit d'une formation très faillée et très plissée. On estime qu'il existe, dans une zone de 31 km², des réserves de 200 millions de tonnes de sel potassique.

Une seule mine est exploitée dans la Région. Au début, l'exploitation était souterraine, mais, à cause des difficultés dues aux failles, on a adopté en 1972 la lixiviation. L'eau pompée dans la mine se sature en 300 à 350 jours et atteint une température de 32 à 33 °C, après quoi elle est pompée dans une série d'étangs d'évaporation d'où l'on retire une bouillie formée d'un mélange de chlorures de sodium et de potassium, qu'on envoie à la raffinerie pour récupérer le chlorure de potassium.

Il a existé autrefois en Utah un lac Bonneville dont il reste, d'une part le Grand Lac Salé, d'une superficie variant de 2 600 à 5 200 km², d'autre part, dans l'ouest de l'Etat, les plaines salées de Bonneville qui sont un dépôt, dans une région désertique, de sel et de boue imprégnés d'une saumure saturée ou presque saturée. La couche supérieure, de 1 m d'épaisseur, est formée de sel compact; elle surmonte une couche d'argile fissurée au-dessous de laquelle se trouve la saumure. Celle-ci, qui contient environ 2,4 % de K_2O , est pompée vers des étangs d'évaporation.

Deux usines fonctionnent dans cette région. Dans l'une, la saumure de la partie septentrionale du Grand Lac Salé est transportée par un canal vers 7 000 hectares d'étangs d'évaporation. Le chlorure de sodium, le sulfate, puis un mélange de kainite, de carnallite et de schoenite cristallisent successivement; on fait cristalliser cette dernière dans des bacs de décantation et on la transforme en sulfate de potassium.

Dans l'autre installation, la saumure des plaines salées de Bonneville est récupérée, sur une superficie de 35 000 ha, au moyen d'environ 145 km² de fossés; on la pompe ensuite vers 3 000 ha d'étangs. Après une courte période d'évaporation, environ 3 mois, la sylvinite est transportée par camions vers une installation de

flottation. On produit de la potasse normale (standard) et du chlorure de potassium granulé compacté.

Californie

Le lac Searles, d'une superficie d'environ 104 km², est ce qui reste d'un lac d'eau douce bien plus étendu. Aujourd'hui, c'est une plaine de boue et de sable sous laquelle se trouvent deux couches superposées de cristaux de divers sels, imprégnés de saumure concentrée. La couche supérieure, dont on tire la potasse, a en moyenne 20 m d'épaisseur et sa superficie totale est de 31 km². La saumure de cette couche contient environ 8 % de K_2O . On obtient du chlorure et du sulfate de potassium ainsi que des produits autres que des engrais.

3. Amérique centrale

Mexique

On a signalé l'existence de minéraux potassiques dans l'isthme de Tehuantepec et dans la péninsule du Yucatan. Il s'agit surtout de carnallite, mais il existe aussi de la sylvinite. Ces gisements ne sont pas encore exploités, mais l'exploration montre qu'ils pourraient être rentables.

4. Amérique du Sud

Bésil

Les gisements de potasse du nord-est du Brésil contiennent, estime-t-on, 500 millions de tonnes de sylvinite et 6 milliards de tonnes de carnallite à des profondeurs dépassant 550 m. Bien qu'on ait annoncé l'intention de les exploiter, la commercialisation à court terme est freinée par les difficultés d'accès et par la nature de l'emplacement géographique.

Pérou

On a décelé de la saumure dans la moitié ouest du désert de Sechura, dans le nord du pays. On estime que 30 milliards de tonnes de saumure y circulent dans les sédiments et qu'elles contiennent 17 millions de tonnes de KCl et 146 millions de tonnes de $MgCl_2$. Aucune exploitation n'est actuellement envisagée.

Chili

Les gisements de nitrate se trouvent dans le plateau compris entre les Andes et la chaîne côtière, surtout dans le désert d'Atacama, dans le nord du pays. Les gisements, dont l'épaisseur varie de quelques centimètres à plusieurs mètres, sont irréguliers, formés de couches mal stratifiées

de gravier brun-rouge cimenté par du nitrate de sodium et d'autres sels solubles. Les sels de potassium, qui sont surtout du nitrate, sont récupérés comme sous-produits de la production de nitrate de sodium. La composition et le traitement des minerais chiliens sont décrits plus en détail sous la rubrique "Nitrate de sodium" dans le chapitre VIII.

5. Afrique

Congo

Au cours d'une exploration dans le bassin du Congo, entre Pointe-Noire et Brazzaville, on a délimité, dans une zone d'environ 4,1 km², des gisements de sel et de potasse dans 10 cycles d'évaporite. Les couches de carnallite sont régulières et étendues; leur puissance totale peut atteindre 90 m. Les gisements se trouvent autour de Holle-St. Paul où il existe trois couches de sylvinite à assez faible profondeur (90 à 120 m), la teneur en K₂O variant de 20 à 35 %; deux couches contiennent de la sylvinite d'une teneur moyenne de 20 à 21 %. Une exploitation à grande échelle a commencé en 1969, mais l'inondation de la mine a arrêté la production. A notre connaissance, il n'est pas question de la reprendre.

Ethiopie

Les évaporites de la dépression Danakil contiennent d'importantes réserves de potasse sous forme de sylvinite, de carnallite et de kainite. Au sud de Dallol, on a trouvé l'horizon contenant la potasse à 730 m de profondeur. Il s'agit d'une couche de 3 à 15 m d'épaisseur formée de sylvinite passant, à mesure qu'on s'enfonce, à la carnallite, la kiesérite, la polyhalite et la kainite. L'exploitation n'a pas encore commencé, bien que plusieurs études de bien-fondé aient été faites au cours de ces dernières années.

Maroc

Les réserves de potasse du bassin de Khemisset s'étendent sur plus de 31 km². Le minerai principal est la carnallite, dont il existe deux couches de 1 à 10 m d'épaisseur. Il existe aussi des dépôts de sylvinite, mais à faible teneur. Il n'y a eu jusqu'ici aucune exploitation.

6. Moyen-Orient

Israël et Jordanie

La mer Morte, entre Israël et la Jordanie, a aujourd'hui une superficie d'environ 700 km²; sa profondeur maximale est de 400 m. Elle est alimentée par le Jourdain et par des sources

naturelles, mais n'a aucun débouché. Ses ressources en potassium sont exploitées actuellement par Israël; une exploitation par la Jordanie est projetée. L'évaporation au soleil fait cristalliser d'abord la halite, puis la carnallite. On recueille cette dernière et on la transforme en chlorure de potassium; on récupère aussi du brome comme sous-produit. D'après les estimations, la mer Morte contiendrait plus d'un milliard de tonnes de K₂O, dont environ 20 % peuvent être exploités de façon rentable [3].

Pakistan

Ce pays peut posséder des réserves de potassium, sous forme tant de couches de sels que de saumure. Les couches signalées jusqu'ici sont des zones sporadiques de sylvinite et de langbeinite dans des mines de sel. On croit que la zone des couches riches en potasse comprend la plus grande partie des gisements de sel gemme ainsi que les plaines du Potwar et de l'Indus. La saumure a été découverte dans le Pendjab au cours de forages pétroliers. Elle est chaude et sous forte pression et saturée de carnallite. Elle contient environ 7 % de KCl, 17 % de MgCl₂, 3 % de CaCl₂, 2 % de NaCl et des fractions de pourcentage de composés du bore et du brome. On a proposé de l'utiliser pour en extraire le chlorure de potassium et d'autres produits solubles, mais aucun projet défini n'a été établi.

7. Europe

France

Les potasses d'Alsace se trouvent dans une dépression faillée d'environ 210 km² entre le Rhin et les Vosges. On trouve deux couches de sylvinite dans trois bassins distincts. Celui de Mulhouse est une source de la production actuelle; la profondeur des couches varie de 400 à 1 100 m. La zone supérieure contient 20 % à 25 % de K₂O sous forme de sylvinite de 1 à 3 m d'épaisseur; pour la couche inférieure, les chiffres correspondants sont 15 à 20 % et 2 à 5 m. On estime le total des ressources françaises à environ 300 millions de tonnes. Les gisements de potasse s'étendent aussi au-delà de la frontière allemande dans la région de Buggingen, mais l'exploitation y a cessé.

République fédérale d'Allemagne

La société Kali und Salz exploite les gisements de Zechstein dans le sud du district de Werra et dans la plaine du Nord près de Hanovre. Kali-Chemie possède une mine à Friedrichshall, où elle extrait vers 900 m de profondeur du hartsalz (une roche formée de sylvinite, de halite, d'anhydrite et/ou de kiesérite) qui fournit du chlorure

de potassium et un produit à 12% de K_2O appelé magnésie-kainite. Toutes les mines du Hanovre exploitent les couches à forte concentration en potasse des dômes de sel des évaporites permianes de Zechstein. On ne prévoit pas de modifications de la production nationale du pays dans les quelques années à venir.

République démocratique allemande

VEB Kombinatkali exploite les mines de quatre groupes :

Kalibetrieb Werra
Kalibetrieb Zielitz
Kalibetrieb Sud-Harz
Kali und Steinsalzbetrieb Saale

Divers minerais permettent d'obtenir du chlorure et du sulfate de potassium ainsi que de la kiésérite et de petites quantités de divers produits. La production annuelle totale est aujourd'hui un peu supérieure à 3 millions de tonnes de K_2O . Dans les premières années 1980, quand la mine de Zielitz fonctionnera à pleine capacité et que d'autres petites expansions seront réalisées, cette capacité devrait approcher 4 millions de tonnes de K_2O [7].

Angleterre

On rencontre, entre Durham et Scarborough, les quatre cycles d'évaporite de Zechstein, qui ont été mis en corrélation avec les gisements allemands. Les couches s'épaissent à partir du nord-ouest et du sud vers une zone centrale autour de Whitby et de Scarborough, où l'on rencontre les évaporites inférieure, moyenne et supérieure à des profondeurs de 1 000 à 1 200 m et à 1 500 m. Une seule mine fonctionne, à 1 160 m, où la teneur du minerai est de 27% de K_2O . De nombreuses failles ont gêné l'opération, mais la production augmente graduellement.

Danemark

On a trouvé dans le nord du Jutland, à des profondeurs de 800 à 1 300 m, des couches d'évaporites d'une épaisseur atteignant 0,46 m, qui contiennent de la potasse.

Pologne

Le prolongement vers l'est de la formation Zechstein contient, aux environs de Klodawa, des couches de composés potassiques; les gisements connus sont des minerais de carnallite à faible teneur, 8% de K_2O , à une profondeur variant de 500 à 1 600 m.

Espagne

Entre Barcelone et Pampelune, on rencontre jusqu'à quatre couches contenant de la carnallite

et de la sylvinite, la teneur en K_2O variant de 15 à 29%. La profondeur des gisements exploités est comprise entre 300 et 500 m. Plus à l'ouest, on exploite au sud de Pampelune des gisements qui contiennent aussi de la carnallite et de la sylvinite, mais les failles y sont moins nombreuses qu'en Catalogne. En Navarre, il existe deux couches à des profondeurs comprises entre 130 et 650 m; la couche supérieure contient surtout de la carnallite, la teneur moyenne en K_2O étant de 14%; pour la couche de sylvinite, elle est de 18 à 20%. Pour l'ensemble du pays, quatre mines sont exploitées.

Italie

La potasse n'y existe qu'en Sicile, une des rares régions du monde où la kainite est le principal minéral contenu dans le minerai, bien qu'on y trouve aussi de la sylvinite et de la carnallite. Les quatre mines exploitées produisent du sulfate de potassium et du sulfate de potassium-magnésium.

8. URSS

La potasse est principalement produite dans trois grandes régions : le nord de l'Oural, le sud de la Biélorussie et l'ouest de l'Ukraine. Les deux premières fournissent de la sylvinite; en Ukraine, on trouve aussi de la kainite. Le principal produit final est le chlorure de potassium. En 1975, la production a été de 8,7 millions de tonnes de K_2O provenant des sources suivantes :

Biélorussie	3,8
Oural	4,3
Ukraine	0,6

Il est probable que ces chiffres augmenteront de façon appréciable dans les 10 à 15 années à venir.

Les gisements voisins de Stebnik et de Kaloush, dans l'ouest de l'Ukraine, contiennent du hartsalz, de la sylvinite, de la kainite et de la langbeinite. Le pendage des couches exploitées est habituellement très marqué.

Il existe aussi des gisements de potasse dans l'est et le sud du pays. En Sibérie, on connaît des gisements assez profonds à Irkoutsk, Krasnoïarsk et Yakoutsk. Une minéralisation étendue existe au nord et à l'est de la mer Caspienne et l'on a trouvé plusieurs couches de minerais contenant de la potasse dans les gisements de sel gemme du Turkménistan. Les ressources totales sont estimées à 45 milliards de tonnes de K_2O , dont 1,8 milliard de tonnes sont actuellement considérées comme des réserves [3].

9. Asie

Chine

Depuis plusieurs années, on récupère de la potasse de lacs salés; la production de mines souterraines a commencé au cours des premières années 1960. On extrait aussi de la potasse de couches souterraines de saumure et de marais salants. Dans la province de Tshinghai, dans le nord-ouest du pays, il existe plus de 3 000 lacs salés; l'un de ceux actuellement exploités est le lac Cha-erh-han. Depuis de nombreuses années on extrait de la potasse des saumures de la province de Szechouan.

Il existe dans l'ouest de la Chine des gisements de potasse, actuellement exploités, d'une teneur en K_2O de 10 à 20 %.

Thaïlande

On a découvert, dans le nord-ouest, un gisement de potasse se prolongeant au-delà de la frontière du Laos. Il s'agit essentiellement de carnallite, à une profondeur de 80 à 400 m; dans certaines régions, il existe aussi de la sylvinite. On n'a exploré jusqu'ici qu'une faible partie des gisements possibles, mais on croit qu'ils peuvent être fort étendus; on a estimé leur contenu à 10 milliards de tonnes de K_2O , dont 60 millions considérés comme des réserves.

Australie

On a trouvé dans ce pays plusieurs grands bassins d'évaporites. En Australie occidentale, le lac McLeod (desséché) contient, au-dessous de sa surface, environ 6,5 milliards de tonnes de sel gemme. Les eaux souterraines le dissolvent et donnent une saumure saturée contenant 3 % de K_2O . Jusqu'à ces derniers temps, on en extrayait de la langbeinite, mais l'installation a été détruite par un typhon et, à notre connaissance, il n'est pas question de la reconstruire.

E. Extraction

On extrait beaucoup de potasse de gisements souterrains de sylvinite, formés principalement de cristaux mixtes de chlorures de potassium et de sodium. La méthode par chambres et piliers est la plus courante, bien qu'on préfère parfois les longues tailles. La lixiviation, technique bien au point, est pratique dans quelques cas; la principale difficulté est le coût de l'énergie nécessaire. On a en général recours à l'extraction souterraine quand le minerai est à moins de 1 300 m de la surface; au-dessous, la lixiviation est nécessaire. On récupère aussi de la potasse de saumures, comme

celles du Grand Lac Salé et de la mer Morte, mais en bien moindres quantités.

1. Extraction souterraine

Le fonçage des puits se fait en général par les méthodes classiques, qui sont coûteuses. Au Canada, dans la zone de Blairmore, la forte pression de l'eau et l'instabilité des formations ont contraint à procéder par congélation, avant de pouvoir creuser et cuveler le puits. Dans le Yorkshire, on a rencontré des difficultés analogues.

Le succès de la méthode par chambres et piliers dépend de la nature du corps minéralisé; on préfère les couches épaisses et horizontales. Si une couche est mince, on est obligé d'extraire du chlorure de sodium au-dessus et/ou au-dessous du minerai, ce qui réduit la teneur de la masse extraite. La présence de nombreuses failles est source de difficultés et de dépenses tout aussi importante; on est obligé d'extraire une quantité exagérée de stérile pour faire fonctionner des véhicules ou pour installer des bandes transporteuses.

La proportion du minerai enlevé (chambres) pendant la première phase dépend de la profondeur d'extraction, de l'état du toit et d'autres paramètres; elle est souvent de 40 à 50 %. Le foudroyage des piliers peut porter ce chiffre entre 80 et 90 %.

Les mélanges de nitrate d'ammonium et de produits pétroliers ont pratiquement remplacé la dynamite pour le tir des mines, parce que l'on peut ainsi réaliser des économies importantes. Une meilleure répartition des forages, qui augmente le rendement par charge, est une autre source d'économies. Des installations plus récentes emploient pour l'extraction des machines continues dont la capacité peut atteindre 5 tonnes de minerai par minute.

Le minerai, fragmenté par l'une ou l'autre de ces méthodes, est recueilli et chargé mécaniquement. Le transport du front de taille au puits se faisait traditionnellement par berlines, mais elles sont rapidement remplacées aujourd'hui par les bandes transporteuses, ce qui réduit les coûts, en particulier celui de la main-d'œuvre, et cela d'autant plus que la distance à parcourir est plus grande. Les installations nécessaires à l'entretien de la mine et aux autres services au fond y sont en général situées. Dans la plupart des mines de potasse, les conditions de travail, telles que la température, l'absence de poussières nuisibles, les services auxiliaires et la mécanisation, sont presque idéales.

C'est également au fond que l'on stocke le minerai et qu'on le concasse en fragments ne dépassant pas 15 cm; ensuite, il est automatiquement chargé dans des skips pour l'amener à la surface.

2. Extraction par lixiviation

Cette méthode met en jeu la chimie des phases et consomme de grandes quantités d'énergie de plus en plus coûteuse. Les techniques comprennent l'étude de la solution saline, de l'écoulement de la saumure, de l'extraction sélective du chlorure de potassium de la sylvinite, ainsi que la régulation de la géométrie de la cavité. Les avantages seraient que d'une part la méthode évite le fonçage de puits, qui sont eux aussi coûteux, et permet d'exploiter des dépôts terrestres, ou marins, sans tenir compte des morts-terrains et à des profondeurs où l'extraction souterraine est impossible.

La méthode préférée est de forer un grand nombre de puits, le solvant circulant entre eux. La dissolution peut se faire pour la plus grande partie à partir du toit de la cavité. Pour un bon rendement, il est essentiel d'atteindre un taux élevé de chlorure de potassium par unité de solvant. L'une des techniques permettant de réguler le contact de la saumure avec le minerai de potasse est d'injecter du gazole recouvrant la saumure. Les forages nécessaires pour délimiter la zone à exploiter et pour extraire la solution sont coûteux, mais la lixiviation est aujourd'hui une technique qui a fait ses preuves.

Un trou est foré à un niveau voisin du sommet des couches de potasse; il est ensuite cuvelé jusqu'à ce niveau. On place dans le cuvelage un tuyau descendant jusqu'au-dessous de la base des couches. On pompe entre tuyau et cuvelage un liquide aqueux qui creuse par dissolution une cavité dans la couche de potasse. Lorsque les cavités de deux trous voisins se rencontrent, on ajoute par l'un de ces trous de l'eau non saturée en chlorure de potassium et de sodium et l'on extrait par l'autre la solution saturée. On peut, dans une certaine mesure, faire varier la concentration de la solution en agissant sur le débit de pompage qui détermine la durée de rétention, parfois très longue, dans la cavité.

3. Récupération à partir de saumures

Dans quelques endroits, en particulier la mer Morte où le taux net d'évaporation est extrêmement élevé, on extrait la potasse de saumures naturelles. Tant pour la mer Morte que pour le Grand Lac Salé, la saumure est prélevée dans la partie de la nappe d'eau où le séjour a été le plus long et par conséquent la concentration de la saumure maximale. On peut extraire des saumures de certains lacs "desséchés" en creusant des fossés où s'accumulent les saumures qui se déplacent latéralement à travers le sol; on peut ensuite les pomper vers des étangs où elles s'évaporent au soleil.

F. Enrichissement — Raffinage

1. Enrichissement de minerais de sylvinite

Les trois principales méthodes employées sont la flottation, la séparation par milieux lourds et la dissolution suivie de recristallisation [8].

Flottation

Cette méthode est la plus employée et la plus économique pour obtenir la sylvite (KCl) à partir de la sylvinite, mélange de cristaux de chlorure de potassium et de chlorure de sodium avec une certaine quantité d'argile et de boues argileuses. On élimine sous forme de mousse soit le chlorure de potassium soit le chlorure de sodium; la première variante est celle préférée dans l'industrie.

Les stades successifs de la méthode, une fois le minerai amené au jour, sont les suivants :

1. Concassage et classement;
2. Addition d'une saumure saturée en NaCl et KCl de façon à produire une pulpe contenant 50 à 75 % de matières solides;
3. Broyage par voie humide jusqu'à une granulométrie permettant de libérer la sylvite des cristaux de chlorure de sodium; la finesse nécessaire dépend de la taille des cristaux;
4. Addition des agents de conditionnement choisis pour la sylvite; ils comprennent d'ordinaire une amine afin de rendre le chlorure de potassium plus hydrophobe, on ajoute aussi un dépresseur pour réduire la flottation de boues et un alcool comme agent moussant;
5. Dilution par de la saumure pour amener la teneur en matières solides à 20 à 25 %;
6. Introduction de la saumure contenant la sylvite dans une série de cellules de flottation dégrossisseuses, fournissant l'agitation voulue et introduisant de l'air dont les bulles adhèrent aux particules de sylvite et les font flotter à la surface; elles sont ensuite ratissées du sommet des cellules de flottation. Il y a d'ordinaire cinq cellules dégrossisseuses en série;
7. Enlèvement du concentré de flottation du sommet des cellules dégrossisseuses. Ce concentré contient une certaine quantité de chlorure de sodium ainsi qu'une proportion élevée de la sylvite présente dans le minerai brut; pour cette raison, on l'envoie dans un circuit de flottation épurateur qui raffine davantage la sylvite; le résidu est d'ordinaire recyclé dans les cellules dégrossisseuses;
8. Séchage de sylvite dans un sécheur rotatif ou dans un sécheur à couche fluide;

9. Tamisage de la sylvite séchée, suivant les granulométries que l'on a choisi de commercialiser;
10. Compaction des particules trop grosses provenant des opérations précédentes. Les fines sont traitées par un compacteur qui donne des écailles de potasse que l'on broie pour obtenir la granulométrie voulue; les fines et les particules trop grosses sont recyclées.

La chimie et la mécanique jouent un rôle considérable dans la flottation et dans la compaction, mais le savoir-faire est important pour arriver à un taux élevé de récupération et à une bonne production horaire de particules stables dans chaque intervalle de granulométries choisi.

L'enrichissement par flottation de minerais de sylvinites (figures 2 et 3) exige le conditionnement de ceux-ci par des collecteurs sélectifs et des dépresseurs, avant leur entrée dans les cellules de flottation. On emploie des amines pour rendre le chlorure de potassium plus hydrophobe, un dépresseur pour réduire la flottation des boues et un alcool comme agent moussant.

Si la teneur en impuretés (argiles et boues) est de 3,5 à 4,0 %, cela exige un débouillage mécanique plus poussé. Au-delà de ce chiffre le taux de récupération diminue et l'on doit employer un équipement supplémentaire pour récupérer la sylvite entraînée par les boues.

Les techniques de flottation permettant d'éliminer du minerai de potasse les boues insolubles peuvent être complexes, par exemple : quatre étages de flottation pour les insolubles et une cellule pour le dégrossissage et l'épuration par flottation de la potasse. Comme réactifs pour obtenir ce résultat, on peut employer Superfloe 127-Aero 870 à la dose d'environ 68 g de chacun d'eux par tonne de minerai. Pour le dégrossissage par flottation, on peut adopter Armeen TD à la dose d'environ 100 g et l'huile 634 de Barrett à celle de 45 g par tonne, et pour l'épuration, 20 g/t de chacun. On améliore l'élimination de grandes quantités d'insolubles en recyclant à la flottation des insolubles les résidus de l'épuration de la potasse.

On a ébourbé les minerais à faible teneur, contenant 5 % de matières insolubles dans l'eau, en utilisant comme flocculant des polyacrilamides non ioniques ou cationiques et des collecteurs cationiques, anioniques et/ou non ioniques. La flottation ultérieure de la potasse permet de récupérer une proportion élevée de celle-ci.

Enrichissement par milieux lourds

Cette variante est particulièrement utile pour préserver de gros cristaux de chlorure de potassium que l'on peut classer, sans autre traitement, dans les produits chimiques destinés à l'application

directe ou à la fabrication d'engrais mélangés [8]. Ce procédé utilise la différence de densité entre la sylvite, 1,98, et la halite, 2,13. Dans un liquide dont la densité est intermédiaire entre ces deux chiffres, la halite plus dense ira au fond et la sylvite, plus légère, flottera. Le brevet n° 3 538 791, délivré aux Etats-Unis à l'International Minerals and Chemical Corp., décrit cette technique comme suit : "Enrichissement des minerais par traitement dans un milieu lourd, par exemple un liquide aqueux et un produit lourd en poudre très fine, normalement la magnétite ou le ferrosilicium d'une granulométrie inférieure à 74 microns. Pour maintenir l'efficacité de la séparation par la magnétite, on fait passer la solution de rinçage dans un second hydrocyclone; comme sa densité est très faible par rapport à celle des constituants du minerai, ceux-ci vont au sousverse de l'hydrocyclone, tandis que le surverse est une suspension aqueuse de la matière lourde, que l'on peut séparer avec un haut rendement dans le séparateur magnétique. Le sousverse est traité pour le séparer des impuretés du minerai de la suspension lourde, ce qui peut se faire au moyen d'un tamis fin."

Dissolution et recristallisation

La dissolution du minerai avec récupération du KCl par recristallisation est obligatoirement employée dans l'extraction par lixiviation; on s'en sert aussi, dans une certaine mesure, pour enrichir le minerai obtenu par extraction souterraine. L'avantage du procédé est qu'il est applicable à des minerais contenant un pourcentage élevé de matières insolubles telles que l'argile et qu'il fournit un produit à haute teneur en K₂O (62 à 63 %), complètement soluble et donc utilisable pour les engrais liquides. Les procédés se fondent sur les différentes solubilités de NaCl et de KCl dans l'eau chaude et dans l'eau froide.

	Solubilité, en g. / 100 ml. Eau	
	à 20° C	à 100° C
KCl	34,7	56,7
NaCl	35,4	39,1

Les chiffres ci-dessus sont les solubilités des sels purs. Dans les solutions contenant les deux à la fois, la solubilité de NaCl diminue un peu quand la température augmente, de sorte que, si une saumure saturée à la fois en NaCl et en KCl à 20° C est chauffée à 100° C, elle peut encore dissoudre d'assez grandes quantités de KCl, mais pas de NaCl.

La figure 4 est un diagramme d'acheminement classique du procédé par dissolution et recristallisation. Le minerai de sylvinites est concassé jusqu'à une granulométrie inférieure à 6,68 mm et lavé par une solution froide saturée de chlorures de sodium et de potassium. La plus

grande partie de l'argile est emportée par la solution au stade du débouillage, où elle est rejetée comme résidu. Ensuite, la solution clarifiée est chauffée et sert à dissoudre le KCl du minerai lavé. Comme nous l'avons dit plus haut, le chlorure de sodium n'est pas soluble dans la saumure chaude et est rejeté comme déchet. Ensuite, la saumure est refroidie, le chlorure de potassium qui cristallise est séparé de la saumure, lavé et séché, la saumure étant recyclée. Lorsqu'on désire un produit très pur pour l'industrie chimique, on redissout le KCl cristallisé et on le fait cristalliser à nouveau ce qui donne un produit contenant plus de 99,9 % de KCl.

Enrichissement électrostatique

Cette méthode utilise les charges électriques dues au frottement mutuel des composants (tribo-électricité). On peut obtenir ce résultat en chauffant à 300-700 C puis en refroidissant à 100-200 C, ou en traitant par des agents de conditionnement spécifiques, modifiant de façon sélective les propriétés électriques des différents minéraux, ce qui permet de séparer un ou plusieurs composants d'un mélange. On préfère pour cela des acides monocarboxyliques alpha-

tiques et aromatiques et des sels d'ammonium. La matière première est broyée, conditionnée et chauffée par de l'air d'une teneur déterminée en humidité; en même temps, le frottement crée des charges électriques. On obtient dans le pré-séparateur un résidu chargé électriquement et un pré-concentré.

2. Enrichissement des minerais et saumures contenant de la carnallite

Les minerais de carnallite ne fournissent qu'une faible proportion de la production mondiale de potasse, bien qu'il en existe des gisements importants dans de nombreuses régions. Ils ont plusieurs inconvénients : leur teneur est faible, puisque la carnallite pure elle-même (KCl·MgCl·6H₂O) ne contient que 17 % de K₂O; de plus, on est obligé d'employer la dissolution et la recristallisation, qui consomment beaucoup d'énergie. Enfin, on obtient comme sous-produit une grande quantité de solution de chlorure de magnésium pouvant poser un problème difficile d'évacuation. Il est possible de transformer ce

Figure 2. Diagramme d'acheminement simplifié du raffinage de la potasse par flottation

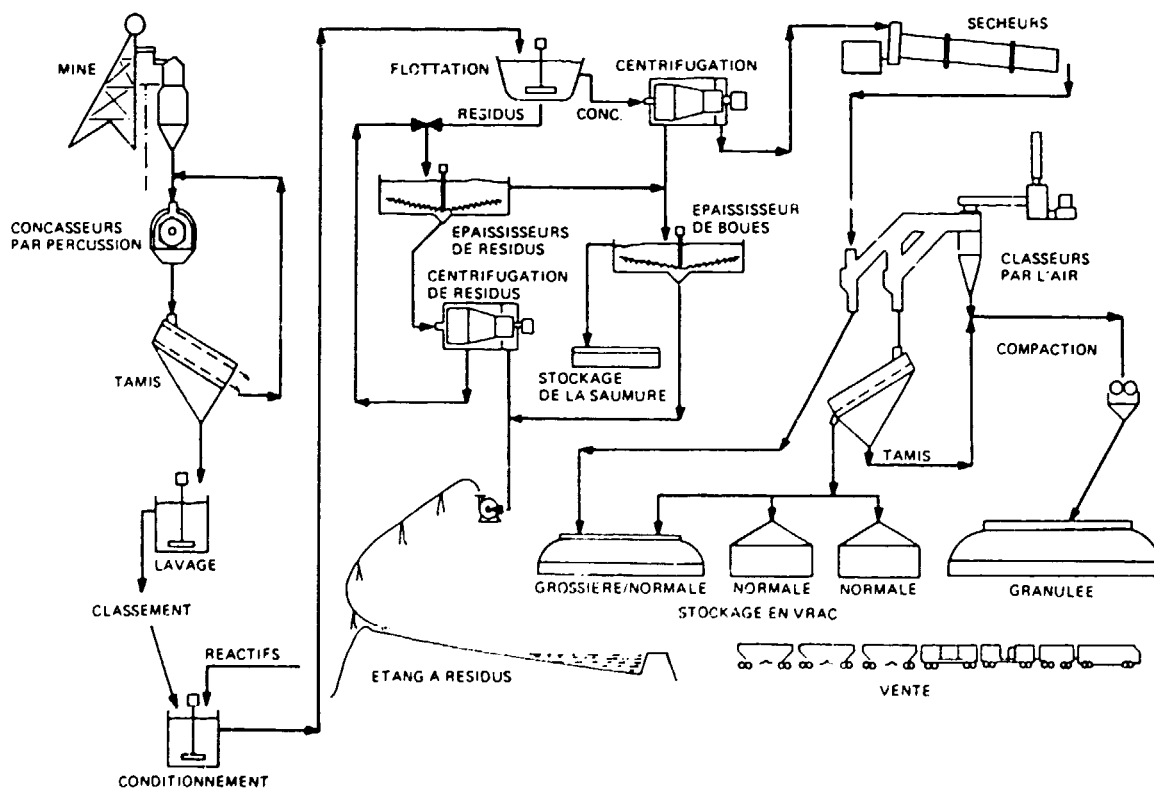
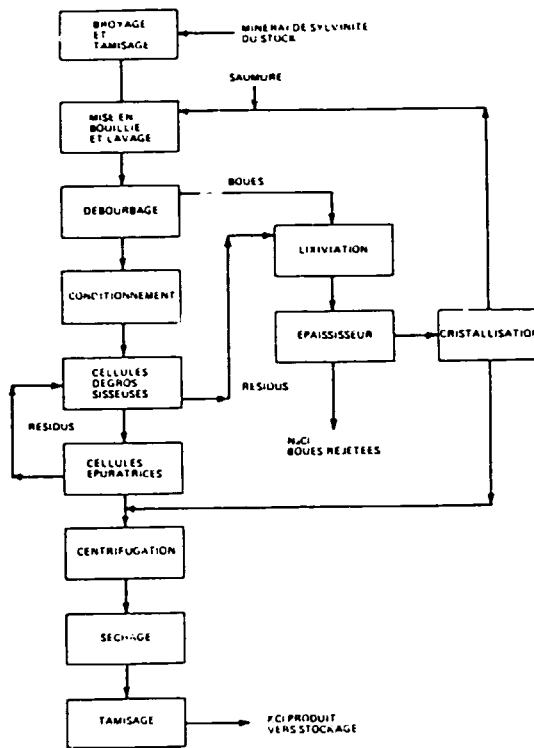
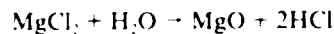


Figure 3. Diagramme du processus de flottation pour récupérer le chlorure de potassium



corps en magnésie par hydrolyse à température élevée :



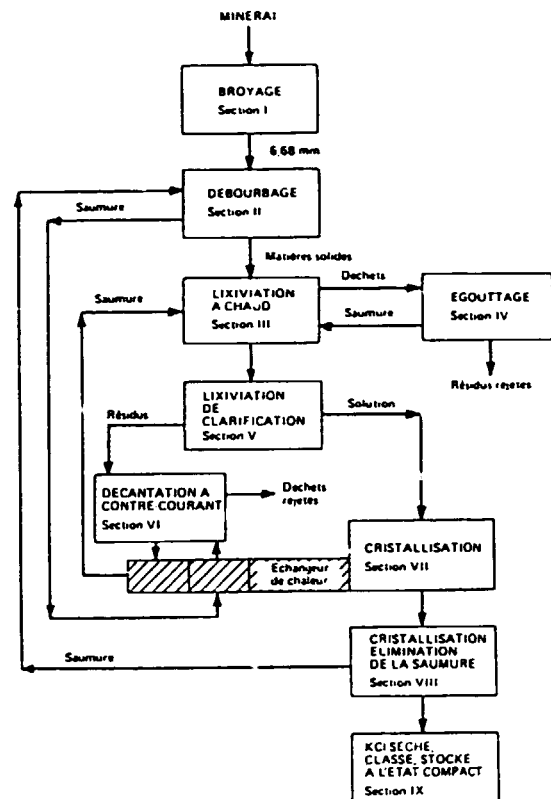
La magnésie est utile comme matière première pour la fabrication de produits réfractaires et pour d'autres usages, mais on se heurte alors à un autre problème : que faire de l'HCl ?

Malgré ces inconvénients, on récupère du KCl à partir de minerais et de saumures contenant de la carnallite dans plusieurs pays, dont l'Espagne, Israël, la République démocratique allemande et la République fédérale d'Allemagne; on le fera peut-être dans l'avenir dans des pays en développement tels que le Brésil, la Thaïlande, le Congo, la Jordanie et le Pakistan.

Les méthodes de traitement varient beaucoup; elles dépendent de la nature des minéraux accessoires associés à la carnallite. C'est souvent de la halite (NaCl) et divers autres groupements sont possibles; il en a été question dans la description qui précède des gisements mondiaux de potasse. A cause de la grande variabilité de ces minerais, nous ne chercherons à décrire en détail aucun procédé spécifique d'enrichissement. Un article récent résume les méthodes employées [9].

Il y a deux grandes catégories de procédés : lixiviation à froid et à chaud. Dans le premier cas, on travaille à 20 à 25 °C. Le minerai de carnallite,

Figure 4. Diagramme du procédé de récupération du chlorure de potassium par dissolution et recristallisation



Source : Bureau des mines des États-Unis

qui contient d'ordinaire une certaine quantité de NaCl, est lixivié par de l'eau ou par une saumure diluée, qui dissout sélectivement MgCl₂. En fait, le KCl se dissout et reprécipite ensuite à mesure que la teneur en MgCl₂ de la solution augmente. Les vitesses de dissolution et de recristallisation influencent la taille des cristaux; on préfère les cristaux assez gros, que l'on peut séparer de la solution de MgCl₂ par centrifugation. Si le minerai contient des matières insolubles telles que l'argile, elles restent en suspension dans la solution. On peut séparer les uns des autres les cristaux de NaCl et de KCl, par l'une ou l'autre des deux méthodes décrites plus haut employées pour le raffinage de la sylvinite, c'est-à-dire par flottation ou par une lixiviation à chaud qui dissout sélectivement le KCl. La solution de MgCl₂ est clarifiée puis évaporée jusqu'à obtention d'une concentration élevée pour récupérer la potasse en faisant cristalliser la carnallite, qui est recyclée. On peut alors rejeter ou utiliser la solution de MgCl₂.

L'autre méthode consiste à traiter les minerais de carnallite par lixiviation à chaud vers 100 °C; MgCl₂, KCl et NaCl s'il en existe sont dissous. On

clarifiée la solution chaude pour éliminer les impuretés solides, puis on le refroidit et on l'évapore; une fois les cristaux de KCl et de NaCl récupérés, on les sépare par l'une des techniques ci-dessous. Une partie de la liqueur mère, riche en $MgCl_2$, est diluée, chauffée et recyclée au stade de lixiviation à chaud; on évapore davantage le reste pour récupérer le KCl sous forme de carnallite et l'on rejette le liquide.

La saumure de la mer Morte contient normalement 11,5 g/l de KCl, pour les autres sels, les chiffres correspondants sont : $MgCl_2$, 130; NaCl, 87; $CaCl_2$, 37; $MgBr_2$, 5. Dans l'usine israélienne, la saumure est envoyée dans de grands étangs peu profonds, d'une étendue d'à peu près 155 km², où elle se concentre par évaporation au soleil jusqu'à cristallisation d'environ 90 % du NaCl. Ensuite, on l'envoie dans une seconde série d'étangs d'évaporation où la carnallite cristallise et est récupérée par raclage. La saumure est alors pompée, à l'état de bouillie, vers la raffinerie, où elle est traitée par un procédé de lixiviation à froid analogue à celui décrit plus haut pour séparer KCl et NaCl de la saumure. Pour les séparer l'un de l'autre, on emploie tant la flottation que la lixiviation à chaud. Le KCl est séché et commercialisé sous diverses formes, différant surtout par la granulométrie, la teneur en K_2O étant toujours de 60 à 61 %. Ces formes sont : granulé (compacté), grossier (cristallisé), normal (standard), "fin" et "très soluble".

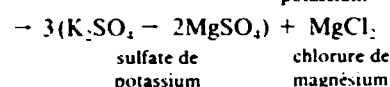
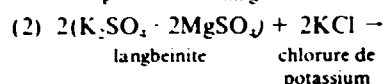
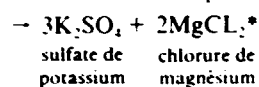
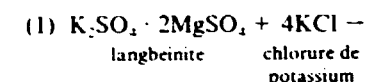
Cette entreprise commercialise aussi du sel de table, du sel pour usages industriels et des composés du brome. Une partie de la saumure qui reste, contenant des chlorures de magnésium et de calcium, sert à fabriquer de l'HCl — utilisé pour la production d'acide phosphorique — et de la magnésie qualité réfractaire; le reste est renvoyé à la mer Morte.

3. Enrichissement et utilisation des minerais sulfatés

Langbeinite

On sépare la langbeinite ($K_2SO_4 \cdot 2MgSO_4$) de la sylvite et de la halite par lavage sélectif, par flottation ou au moyen d'un milieu lourd. Elle peut être commercialisée telle quelle, comme source de potassium, de magnésium et de soufre, ou transformée en d'autres produits. On obtient du sulfate de potassium en faisant réagir une molécule de langbeinite avec quatre molécules de chlorure de potassium (figure 5).

Le raffinage de la langbeinite donne du sulfate de potassium-magnésium. Les réactions sont les suivantes :



*Rejeté

Par 100 tonnes de sulfate de potassium, il faut :

56,7 tonnes de KCl pour une transformation à 100 %;

70,9 tonnes de KCl pour une transformation à 80 %;

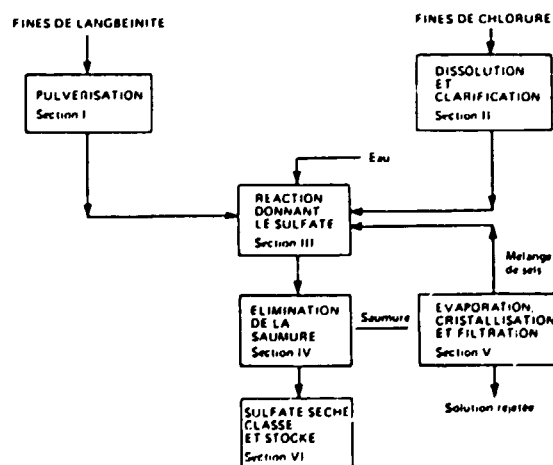
79,3 tonnes de sulfate de potassium-magnésium pour une transformation à 100 %;

99,1 tonnes de sulfate de potassium-magnésium pour une transformation à 80 %.

Alunite

Ce minéral [$K_2 \cdot Al_2(OH)_2 \cdot (SO_4)_4$] est une source possible de sulfate de potassium d'alumine et de dioxyde de soufre comme sous-produit. La rentabilité de sa production dépend du prix de l'alumine. La technologie a été mise au point en URSS [10, 11]. Une importante exploitation, utilisant un grand gisement d'alunite dans le sud-

Figure 5. Diagramme du procédé de fabrication du sulfate de potassium à partir de la langbeinite et du chlorure de potassium



Note: Les fines de langbeinite et de chlorure sont des produits concentrés provenant des circuits de lixiviation de la langbeinite et de flottation de la sylvite.

Source: Bureau des mines des États-Unis.

ouest de l'Utah, a été très étudiée sur le plan technique et sur le plan économique, mais, jusqu'ici, on n'a trouvé aucune solution satisfaisante, surtout parce que l'alumine importée d'Australie coûte moins cher.

Il avait été proposé d'extraire le minerai à ciel ouvert puis, après stockage, de le concasser de façon que sa granulométrie ne dépasse pas 2 mm, de le sécher, de broyer la fraction d'une granulométrie dépassant 1,17 mm. Ensuite, un grillage transformerait le potassium en un sel soluble dans l'eau ou dans un alcali dilué; enfin on obtiendrait par lixiviation une solution de sulfate de potassium. Les matières solides seraient lavées, filtrées puis envoyées à une installation du type Bayer pour récupérer l'alumine.

Dans le procédé Bayer, les matières solides filtrées digèrent avec de la soude caustique qui dissout l'alumine, que l'on précipite à l'état d'hydroxyde d'aluminium qui est grillé. Une double installation d'absorption permet de récupérer de l'acide sulfurique à partir du flux de dioxyde de soufre. Cet acide peut servir à

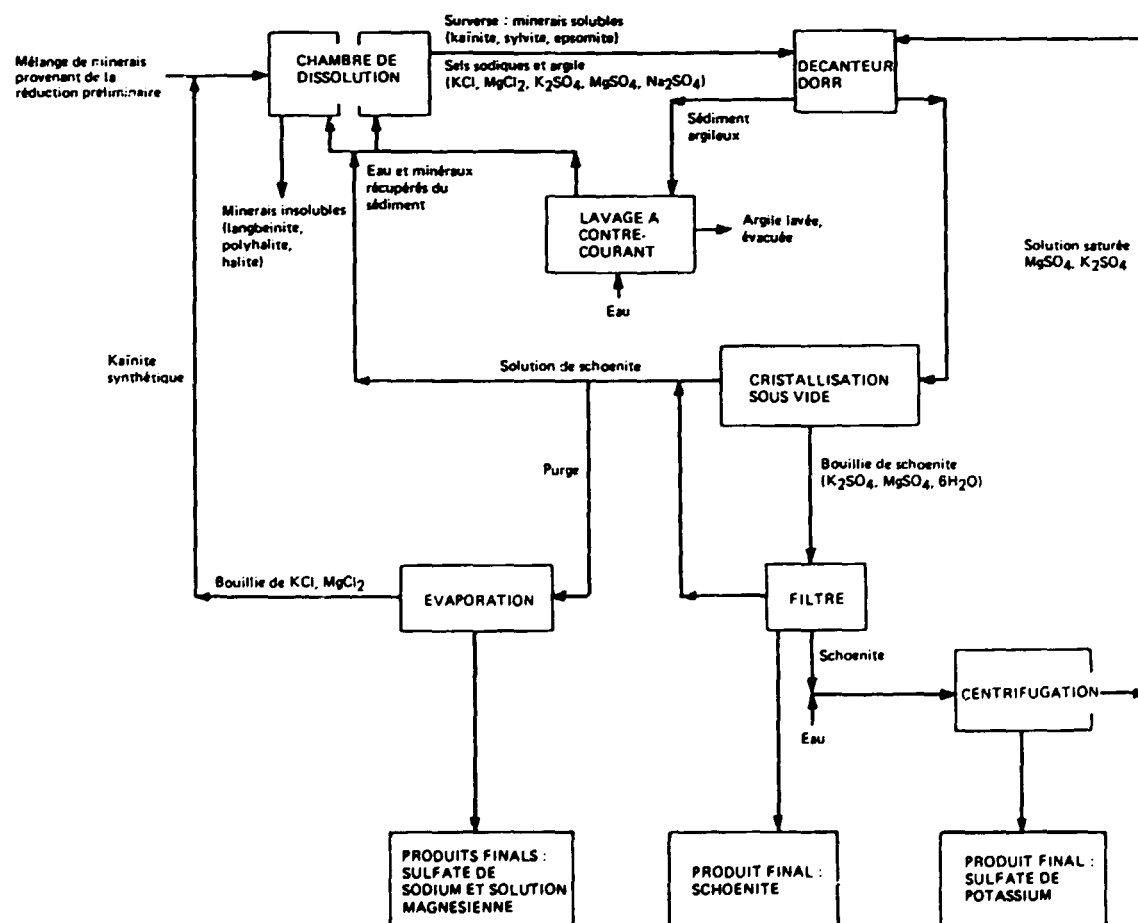
fabriquer des phosphates concentrés ou d'autres produits nécessitant de grandes quantités de cet acide.

Produire 1 million de t/an d'alumine (Al_2O_3) exigerait une dizaine de millions de tonnes de minerai d'alunite et fournirait à peu près, par an, 500 000 tonnes de sulfate de potassium et 800 000 tonnes d'acide sulfurique. Ces chiffres élevés tendent à réduire les possibilités de production d'alumine à partir de l'alunite.

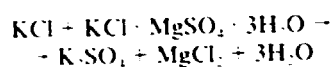
Minerais sulfatés complexes

En Russie, on a enrichi avec succès des mélanges complexes de minerais potassiques [10, 11] pouvant contenir tout ou partie des minéraux suivants: anydrite, epsomite, halite, kainite, kiesérite, langbeinite, polyhalite et sylvite ainsi que de l'argile. L'extraction des sels potassiques de ces minerais est très compliquée parce que les formes minéralogiques des divers composants sont instables et que la composition chimique de l'ensemble du groupe varie

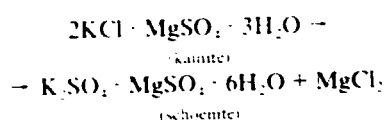
Figure 6. Diagramme d'acheminement pour le traitement de minerais complexes des Carpates



beaucoup. Le procédé employé dépend des proportions des différents minéraux présents. Par exemple, si l'on désire obtenir du sulfate de potassium, la sylvite et la kainite libres doivent être présentes dans les mêmes proportions moléculaires; s'il y a excès de kainite, on doit ajouter du chlorure de potassium. La réaction théorique est :

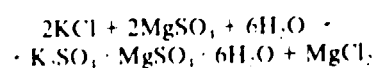


Si la sylvite est en quantité insuffisante, on obtient de la schoenite.

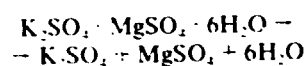


(Dans les deux équations ci-dessus, on a négligé l'action du solvant). Le produit varie donc du sulfate de potassium à la schoenite, suivant la composition du minerai.

Une nouvelle méthode permettant d'extraire des composés potassiques de minerais des Carpates contenant plusieurs minéraux fait actuellement l'objet d'essais étendus, à l'échelle industrielle, à Kaloush. La figure 6 est un diagramme d'acheminement du procédé : le minerai naturel, contenant environ 9% de potassium est broyé et lixivié en deux stades, avec une solution de "kainite synthétique" chaude (voir plus loin) dans des bacs à dissolution. La lixiviation dissout l'epsomite, la kainite et la sylvite ainsi que tous les autres minéraux facilement solubles, mais la langbeinite, la halite et la polyhalite sont pratiquement insolubles dans cette solution. Si le minerai contient des quantités appréciables de langbeinite et de polyhalite, il faut traiter le résidu de lixiviation pour les récupérer. Le minerai contient normalement environ 15% d'argile qui restent en suspension dans la solution chaude de lixiviation jusqu'à son séjour dans des bacs de décantation Dorr. Au début du refroidissement, des cristaux de sels de potassium commencent à se déposer. Normalement, les premiers seraient les chlorures de potassium et de sodium, mais, comme on désire obtenir de la schoenite, on inhibe cette précipitation en ajoutant une solution saturée de sulfates de magnésium et de potassium (cette solution est obtenue dans une phase ultérieure du processus, lorsqu'on décompose une partie de la schoenite pour obtenir du sulfate de potassium relativement pur). On obtient ainsi une solution saturée en schoenite, mais non saturée en chlorures. Dans ces circonstances, seule la schoenite est précipitée :



La solution clarifiée, additionnée de la solution de sulfate, est refroidie à 20 °C dans un cristalliseur sous vide. La schoenite ainsi formée est épaissie et filtrée et l'on en mélange une partie avec de l'eau pour obtenir du sulfate de potassium :



On enlève par centrifugation le sulfate de potassium, produit final désiré, et la solution chaude est recyclée vers les bacs à décantation.

La boue de ces bacs contient de l'argile salée, qu'on lave à l'eau, à contre-courant, pour réduire les pertes de potassium. L'eau de lavage et le filtrat provenant de la filtration de la schoenite sont envoyés aux chambres de dissolution pour dissoudre le minerai.

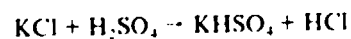
Pendant la transformation de la kainite en schoenite (seconde équation ci-dessus), il se forme aussi du chlorure de magnésium. Si on laissait augmenter indéfiniment la concentration de ce corps, le procédé ne fonctionnerait pas bien. Pour cette raison, on soutire une partie du filtrat de schoenite et on l'envoie à un évaporateur qui enlève assez de sodium et de potassium pour maintenir constante la concentration de ces éléments dans le système. La bouillie qui reste, appelée "kainite synthétique" est recyclée vers les bacs à décantation. La solution concentrée de chlorure de magnésium est employée à la fabrication de produits devant contenir cet élément.

Ce procédé permet d'obtenir, à partir des minerais des Carpates, plusieurs produits ayant une valeur commerciale, tels que le sulfate de potassium, le sulfate de potassium-magnésium, le chlorure de potassium, le sulfate de sodium et des solutions de chlorure de magnésium.

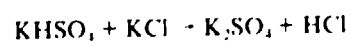
G. Production de sulfate de potassium par des procédés thermiques

1. Procédé Mannheim

La réaction se produit en deux temps. Le premier temps est exothermique :



Le second, au contraire, est endothermique :

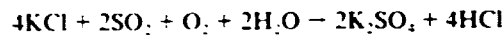


La première réaction se produit à température relativement faible; le bisulfate de potassium obtenu est chauffé dans un four

Mannheim pour provoquer la seconde réaction. Ce procédé est utilisé en Belgique et aux Etats-Unis.

2. Procédé Hargreaves

Dans ce procédé, le chlorure de potassium finement moulu est aggloméré, séché, tamisé puis chargé dans une chambre de conversion où l'on envoie du dioxyde de soufre (obtenu par combustion du soufre) avec un excès d'air et de vapeur d'eau suffisant pour que la réaction ci-dessous soit complète.



En pratique, le gaz traverse une série de chambres de conversion qui sont chargées et déchargées de façon discontinue. Le courant gazeux traverse d'abord un convertisseur où la potasse a été presque complètement transformée en sulfate de potassium et, à la fin, un autre convertisseur contenant une charge d'agglomérés de chlorure de potassium non encore traitée.

3. Utilisation de HCl

Ces deux derniers procédés fournissent comme sous-produits de l'HCl qu'il faut utiliser ou évacuer. En Belgique, on s'en sert pour obtenir du phosphate dicalcique par réaction avec du phosphate naturel suivie d'une neutralisation par le calcaire ou la chaux (voir chapitre XVI), ce qui donne comme sous-produit du chlorure de calcium dont l'évacuation peut poser un problème. Aux Etats-Unis, l'on emploie surtout l'HCl pour acidifier les puits de pétrole afin d'améliorer la récupération de ce dernier. L'atelier de fabrication de sulfate de potassium peut être implanté à côté des puits de pétrole, pour réduire la distance de transport de l'acide. D'autres utilisations possibles de l'HCl concernant les engrais sont la fabrication de chlorure d'ammonium (voir chapitre VIII) ou celle d'acide phosphorique par extraction par solvant (voir chapitre XIII).

4. Utilisation du sulfate de potassium

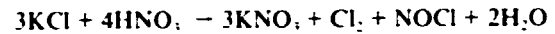
La présence de chlore peut être nuisible à certaines cultures telles que le tabac, les pommes de terre (dans certains cas) et la vigne; on préfère alors employer le potassium sous forme de sulfate ou d'autres composés ne contenant pas de chlore. C'est également le cas lorsque l'accumulation du chlore dans le sol pose un problème, par exemple aux Pays-Bas, ou dans de nombreuses régions

arides où les chlorures présents dans l'eau d'irrigation s'accumulent dans le sol. Le sulfate de potassium peut aussi être préféré à cause de sa teneur en soufre lorsque le sol manque à la fois de potassium et de soufre.

H. Production du nitrate de potassium¹

1. Procédé de la Southwest Potash

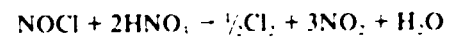
Le chlorure de potassium est mis en bouillie avec de l'acide nitrique à 65 %, refroidi auparavant pour éviter qu'une réaction se produise avant que la bouillie soit envoyée dans le réacteur (figure 7) [12]. Dans celui-ci, qui fonctionne sous environ 1,76 kg/cm² de pression relative, la bouillie est chauffée avec de la vapeur d'acide nitrique vers 75 °C. La réaction suivante se produit :



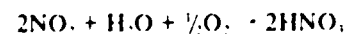
Environ 90 % du chlore se dégagent sous forme gazeuse. La bouillie étant extrêmement corrosive, le réacteur, qui est en fait un autoclave avec agitation, doit être en titane et revêtu intérieurement de briques résistant à l'acide.

La solution va ensuite à la colonne de strippage de chlorure où elle est chauffée avec une nouvelle quantité de vapeur d'acide nitrique jusqu'à son point d'ébullition, vers 150 °C. La réaction est alors achevée et l'on obtient une solution strippée contenant moins de 10 ppm de chlore. Pour arriver à une réaction aussi complète, on doit maintenir un excès d'acide nitrique correspondant à une concentration de 55 % dans la solution.

Le mélange gazeux contenant du chlorure de nitrosyle et du chlore, venant du réacteur avec agitation, est oxydé dans le réacteur à gaz par de l'acide nitrique à 150 °C, d'une concentration d'au moins 80 %. On obtient du dioxyde d'azote et une nouvelle quantité de chlore :

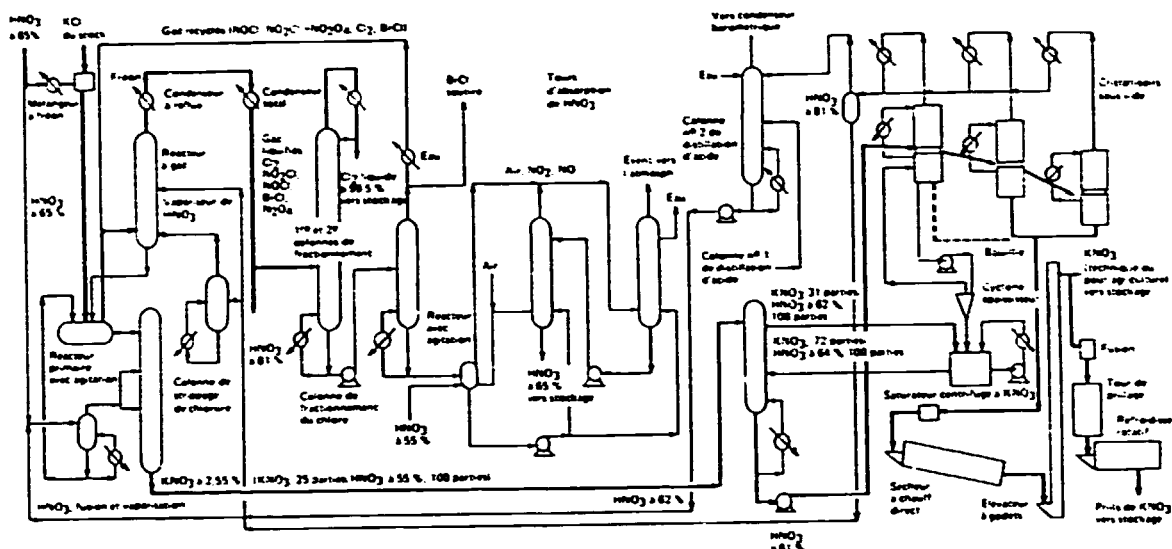


L'eau qui se forme est condensée et envoyée au réacteur primaire. Le chlore et le dioxyde d'azote sont séparés sous forme liquide : le chlore est envoyé au stockage et le dioxyde d'azote est oxydé par de l'air et absorbé dans l'eau pour donner de l'acide nitrique à 65 %. La formule de l'oxydation est :



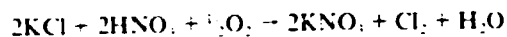
¹La présente section a été tirée de *Phosphorus and Potassium*, vol. 52, avec l'autorisation de la British Sulphur Corporation [12].

Figure 7. Diagramme d'acheminement du procédé Southwest Potash pour la fabrication de nitrate de potassium



Source : *Phosphorus and Potassium*, vol. 52, mars-avril 1971

La réaction d'ensemble est :



Dans la section gazeuse, deux colonnes de distillation permettent d'obtenir le chlore pur et le dioxyde d'azote pur. On enlève le chlore du sommet de la première colonne et le dioxyde d'azote du bas de la seconde, tandis que, dans la section humide, la solution nitrique de nitrate de potassium est concentrée par la colonne de distillation d'acide. On a pu, en pratique, concentrer cette solution jusqu'à une teneur en acide nitrique de 8%. Les vapeurs d'acide faible présentes dans la fraction de tête sont ultérieurement concentrées dans une seconde colonne de distillation, jusqu'à une concentration en HNO_3 d'environ 62%. La queue de distillation de la première colonne de distillation d'acide est envoyée à une batterie de cristallisoirs sous vide où le nitrate de potassium est précipité, puis séparé par centrifugation. On sèche le produit, qui peut être stocké tel quel ou fondu et prillé à 340-350 °C dans une tour de 10,7 m. Ce procédé fournit à la fois la qualité technique (99,3%) et la qualité pour l'agriculture (99%) de nitrate de potassium.

2. Procédé des IMI

Au lieu d'employer l'attaque directe par un acide avec distillation à haute température, on peut fabriquer du nitrate de potassium par extraction par solvant à une température relativement basse où la réaction

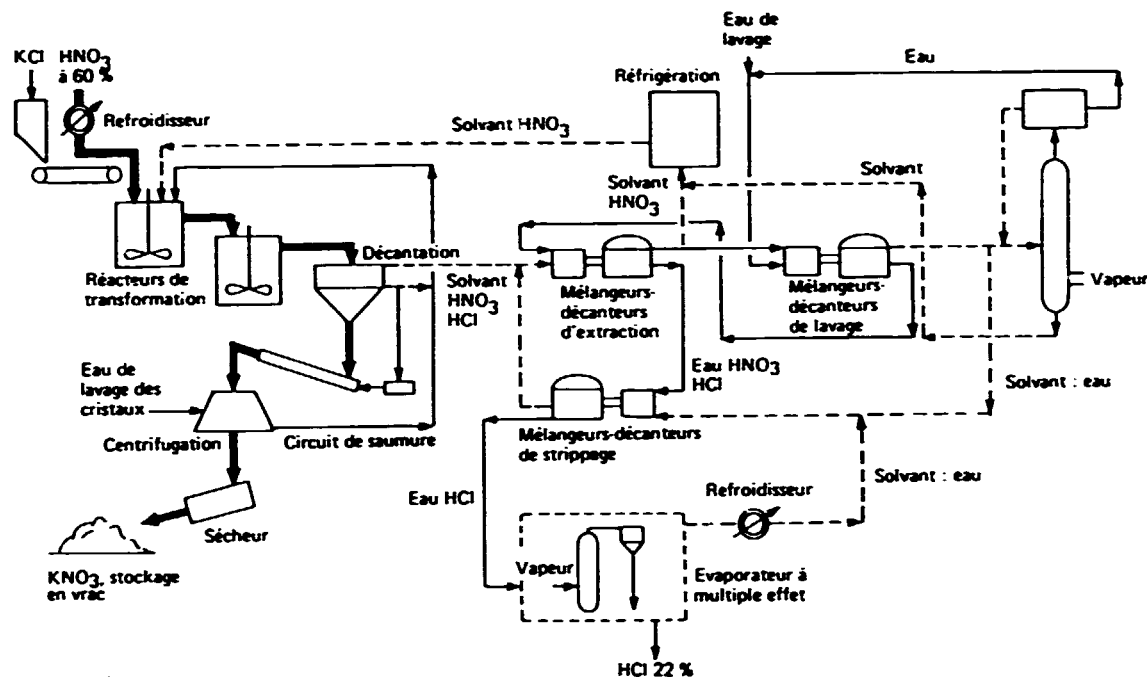


se produit sans réaction secondaire. On évite ainsi une partie des graves problèmes de corrosion qui sont inhérents au procédé décrit plus haut. Toutefois, les installations nécessaires, y compris l'équipement de régénération qui y est obligatoirement associé, sont assez coûteuses; l'avantage économique d'une corrosion réduite est donc compensé, au moins en partie.

Dans ce procédé, mis au point par Israel Mining Industries, on envoie le chlorure de potassium avec la quantité stoechiométrique d'acide nitrique à 60-70%, refroidie à 5 à 10 °C, dans le premier d'une série de réacteurs de transformation (figure 8). On ajoute aussi de la saumure recyclée et un solvant. La réaction entre le chlorure de potassium et l'acide nitrique est normalement réversible, mais, dans ce cas, à cause de la présence du solvant, elle est presque complète. Le nitrate de potassium obtenu est à l'état solide. L'HCl et l'acide nitrique qui n'a pas réagi sont dissous dans la phase organique et éliminés, tandis que les cristaux de nitrate de potassium sont séparés par décantation et centrifugation, puis séchés en vue du stockage. Une partie du produit est fondue et prillée.

Le reste du procédé concerne le traitement de la phase organique pour récupérer de l'HCl de pureté raisonnable et pour recycler vers le réacteur le mélange d'acide nitrique et de saumure. Les deux acides sont solubles dans le solvant, mais, heureusement, les coefficients de distribution sont assez différents pour qu'on puisse enlever séparément l'HCl dans un système d'extraction liquide-liquide à contre-courant; il sert à fabriquer l'acide phosphorique par le procédé d'extraction par solvant des IMI, décrit dans le chapitre XIII.

Figure 8. Diagramme d'acheminement du procédé de production de nitrate de potassium des IMI



Source: *Phosphorus and potassium*, vol. 52, mars-avril 1971

3. Autres procédés

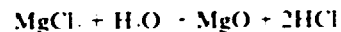
Le nitrate de potassium peut être obtenu comme coproduit de la fabrication de nitrophosphates par certains procédés décrits dans le chapitre XV.

I. Evacuation des résidus

L'enrichissement de la sylvinite donne comme sous-produit du chlorure de sodium contenant une petite quantité de chlorure de potassium. La bouillie de résidus est d'ordinaire pompée vers une zone de stockage entourée d'une digue de retenue en terre et se solidifie peu à peu à mesure que l'eau entraînée s'évapore. L'implantation de quelques mines leur permet de pomper la bouillie dans un océan ou un cours d'eau. Cette dernière méthode d'évacuation est de plus en plus critiquée et même interdite par suite des protestations des écologistes. Le raffinage des autres minerais de potasse donne comme sous-produits d'autres sels, qui sont traités de même. Si l'on dispose, près de la raffinerie, d'une étendue suffisante de terre plane et résistante, le coût du stockage n'est pas excessif, mais ce n'est pas toujours le cas et le problème est alors difficile. D'autre part, le taux net d'évaporation varie d'un sel à l'autre, ce qui modifie le temps nécessaire pour la solidification.

Dans le cas de la carnallite, le sous-produit est une solution contenant surtout $MgCl_2$; une

tonne de minerai de carnallite produit 0,3-0,5 m³ de saumure. Dans la fabrication du sulfate de potassium, les solutions de sous-produits contiennent aussi beaucoup de $MgCl_2$. En Israël, on utilise celui-ci par hydrolyse et calcination :



La magnésie est utile pour la fabrication de produits réfractaires et l'HCl sert à produire de l'acide phosphorique par le procédé d'extraction par solvant des IMI.

J. KCl, qualité pour l'industrie chimique

Il s'agit de KCl à 99,9 %, utilisé presque uniquement pour produire du chlore et de la soude caustique.

Dans ce cas, un degré élevé de pureté est important pour au moins trois raisons :

1. Certaines impuretés inacceptables du chlorure de potassium passent dans la potasse caustique obtenue.
2. La présence de diluant en quantité exagérée réduit le rendement des cellules électrolytiques.
3. La présence de métaux lourds provoque, dans les cellules électrolytiques, un dégagement d'hydrogène pouvant former avec le chlore des mélanges explosifs.

Pour obtenir le degré de pureté voulu, on part du chlorure de potassium cristallisé que l'on redissout et que l'on fait recristalliser.

L'électrolyse d'une solution de KCl donne du chlore et de la potasse caustique. La principale utilisation de celle-ci est la fabrication de savons liquides, dont l'usage se répand de plus en plus; elle a aussi d'autres usages : industrie textile, graisses, catalyseurs, gravure, accumulateurs alcalins et fabrication du caoutchouc. En outre, un tonnage appréciable sert à fabriquer du carbonate de potassium et d'autres composés potassiques. Plus de la moitié du carbonate de potassium produit est employé en verrerie; ce corps sert également à obtenir du bicarbonate KHCO_3 , très utilisé pour les aliments et les médicaments. La potasse caustique sert aussi à la fabrication de phosphates de potassium pour des engrais spéciaux.

L'industrie représente environ 4 % de la consommation mondiale de potassium :

Détergents et savons	35 %
Verre et céramique	25 %
Textiles et colorants	20 %
Produits chimiques et médicaments	13 %
Divers	7 %
	100 %

Le chlorure de potassium raffiné est expédié en sacs ou en vrac, à l'état de bouillie ou de solution, dans des wagons-citernes modifiés (on ne peut employer d'additifs évitant la prise en masse, car ils pourraient provoquer des explosions dans les cellules électrolytiques). Les wagons sont déchargés par gravité dans le cas de la bouillie, par pompage dans le cas de la solution. Le tableau 2 donne les caractéristiques habituelles de ce produit. Remarque que la teneur minimale garantie en KCl est de 99,9 %.

K. Granulométrie

Pendant longtemps, tant en Europe qu'en Amérique du Nord, la granulométrie du KCl a eu peu d'importance. Chaque société expédiait, pour usage agricole, l'intervalle de granulométries le plus facile à fabriquer, à peu près ce que l'on appelle aujourd'hui la qualité "normale" (standard). A cette époque, le KCl était soit appliqué tel quel, soit utilisé pour fabriquer des engrais composés non granulés (pulvérisés) ou, plus tard, "ammoniaqués". Pendant les premières années 50, alors que l'on commençait, aux Etats-Unis, à granuler les engrais composés et que la granulométrie fournie par l'équipement de l'époque se révélait trop faible, la Southwest Potash Corporation a mis sur le marché, pour faciliter la granulation, la

TABLEAU 2. CHLORURE DE POTASSIUM (QUALITE POUR INDUSTRIE CHIMIQUE)

Composant	Unité	Chiffres garantis	Chiffres habituels
KCl	%	99,9 (min)	99,92
K ₂ O	%	63,12 (min)	63,13
H ₂ O (vers 105 °C)	%	0,07 (max)	0,02
H ₂ O (vers 700 °C)	%	0,67 (max)	0,30
Insoluble dans l'eau	ppm	75 (max)	12
Insoluble dans l'acide	ppm	75 (max)	8
Sodium, Na	ppm	150 (max)	100
Brome, Br	ppm	700 (max)	600
Sulfate, SO ₄	ppm	10 (max)	5
Calcium, Ca	ppm	10 (max)	
Calcium et magnésium, Mg	ppm	30 (max)	
Fer, Fe	ppm	5 (max)	2
Plomb, Pb	ppm	3 (max)	0,5
Cuivre, Cu	ppm	0,5 (max)	0,05
Nickel, Ni	ppm	0,5 (max)	0,05
Chrome, Cr	ppm	0,1 (max)	0,01
Molybdène, Mo	ppm	0,1 (max)	0,01
Vanadium, V	ppm	0,1 (max)	0,01
Titane, Ti	ppm	néant (max)	0,01

Densité apparente, en vrac : 1 041 kg m⁻³
Couleur : blanche

qualité "grossière" qui est aujourd'hui proposée par la plupart des producteurs du pays; sa granulométrie est, pour la plus grande partie, comprise entre 0,8 et 2,0 mm. L'emploi de plus grosses particules de KCl aidait à obtenir l'agglomération désirée et diminuait donc le recyclage de fines traversant le tamis le plus fin utilisé. Dans de nombreuses usines, on parvint ainsi à augmenter la production avec un équipement de moins grande taille. Les unités de granulation installées, pendant les dernières années 50 ou plus tard, en Europe, aux Etats-Unis, au Japon et dans d'autres pays étaient mieux conçues en vue d'incorporer des composés potassiques de qualité "normale" dans des engrais composés granulés.

Vers 1960, l'avènement du "mélange en vrac" a conduit à la mise sur le marché de produits "granulés", tendance renforcée par l'apparition de phosphate diammonique granulé d'une granulométrie comprise en général entre 1,2 et 3,3 mm. A mesure que la tendance aux petites installations implantées au voisinage immédiat des consommateurs se développait, il en était de même pour la demande de produits en grosses particules. Le mélange en vrac est surtout pratiqué aux Etats-Unis et au Canada, mais son utilisation se développe en Amérique latine et dans d'autres régions. Pour l'application directe, on préfère également les produits granulés.

Pour le mélange en vrac, on emploie à la fois les qualités "granulées" et "grossières", mais la granulométrie de cette dernière est peu compatible avec celle des engrais azotés et phosphatés d'usage

courant pour ce mélange, ce qui conduit à une mauvaise distribution granulométrique pour les mélanges obtenus (voir chapitre XXII).

L'industrie augmente peu à peu, surtout en Amérique du Nord, sa capacité de fabrication de granulés. Parallèlement, les mélangeurs reconnaissent la nécessité d'employer du KCl en particules de même taille que celles des autres produits contenus dans le mélange; c'est pourquoi ils choisissent le plus souvent le chlorure de potassium granulé. La figure 9 montre que le KCl "granulé" a une granulométrie analogue à celle des autres engrais granulés, tandis qu'il n'est pas de même du KCl "grosier". Des études faites au National Fertilizer Development Center de Muscle Shoals (Alabama) montrent que tous les éléments d'un mélange doivent avoir la même granulométrie à $\pm 10\%$ près, pour éviter une ségrégation exagérée.

En Allemagne, où le KCl a été produit d'abord, la kiesérite, la carnallite et l'anhydrite insoluble sont à grain fin et les cristaux sont enchevêtrés, ce qui rend presque impossible la séparation par broyage et flottation; la principale méthode d'enrichissement utilisée est la cristallisation, mais quelques unités de flottation sont aujourd'hui en service. Les unités de cristallisation récemment installées en Europe sont capables de produire des grains arrondis d'environ 1 mm de diamètre. La compaction des particules fines pour atteindre la taille des granulés a été introduite en Europe. En Amérique du Nord, la flottation permet d'obtenir le KCl "grosier" et, avec certains minerais, une certaine quantité de KCl granulé.

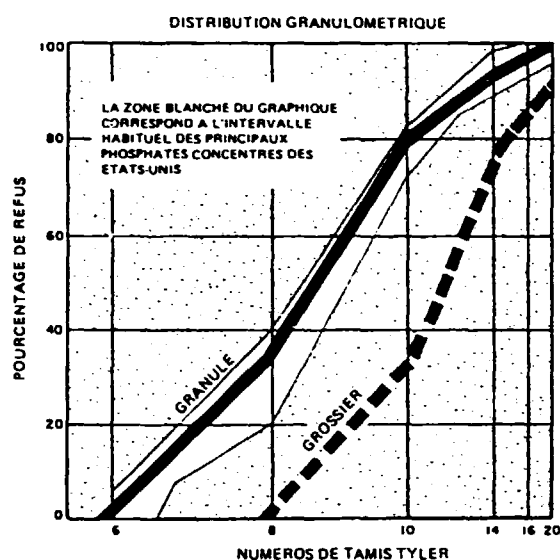
En Amérique du Nord, les granulés ont une taille comprise entre 1,2 et 3,3 mm. En France, la granulométrie du KCl compacté varie de 0,8 à 5,0 mm. Celle d'une fraction tamisée vendue sous le nom de "granulé" est comprise entre 1,4 et 5,0 mm et pour la plus grande partie, entre 1,8 et 4,0 mm.

Les usines de la République fédérale d'Allemagne disposent d'unités de compaction pour le KCl granulé [13]. La plupart se servent de cristalliseurs Swenson pour obtenir des particules semi-grossières.

En République démocratique allemande, l'usine Unterbreizbach peut granuler par an une quantité de KCl correspondant à 250 000 tonnes de K₂O. La granulométrie varie de 0,5 à 4,0 mm, mais le produit peut être tamisé au port d'exportation, Wismar, pour donner deux fractions, 0,5 à 1,5 mm et 1,5 à 4,0 mm.

En URSS, l'industrie de la potasse a l'intention de porter la proportion de granulés à 75 % de la production totale, mais, en 1977, il n'en a été fabriqué qu'environ 1 million de tonnes. Les usines d'Ouralkali et de Biéloruskali disposent d'unités de compaction.

Figure 9. Granulométrie du KCl granulé et "grosier" comparée à celle des phosphates granulés disponibles aux Etats-Unis



Source: AMAX Chemical Corporation.

1. Différences de prix suivant la qualité

Nous donnons ci-dessous, à titre d'exemple, les prix des différentes qualités de chlorure de potassium proposées par les producteurs d'Amérique du Nord [14]:

Prix (février-mai 1977)^a

Granulométries extrêmes habituelles en mm ^b	Dollars, unité de		
	tonne courte de K ₂ O	Dollars kg de K ₂ O	
Normale	moins de 0,8	0,80	0,088
Grossière	0,8-2,0	0,84	0,093
Granulée	1,2-3,3	0,86	0,097
Soluble (62-63% de K ₂ O)	moins de 0,8	0,86	0,097

^aPrix d'après *Phosphorus and Potassium*, 8314 (1976), 1 et b carreau de la mine canadienne

^bLes spécifications varient quelque peu d'un producteur à l'autre

^cL'unité de tonne courte de K₂O = 20 livres (9,07 kg) (0,01 tonne courte)

Les prix ci-dessus correspondent à une prime d'environ 4 dollars par tonne métrique de chlorure de potassium pour la qualité granulée par rapport à la qualité normale, la teneur en K₂O étant de 60 %. La prime est analogue pour le KCl soluble qui ne contient aucune impureté insoluble et est surtout employé pour les engrais liquides. L'avantage des particules fines est qu'elles se dissolvent plus rapidement et que, dans le cas des suspensions, elles ne se déposent que lentement.

La prime concernant le KCl granulé a beaucoup varié depuis 1976. Au milieu de 1979,

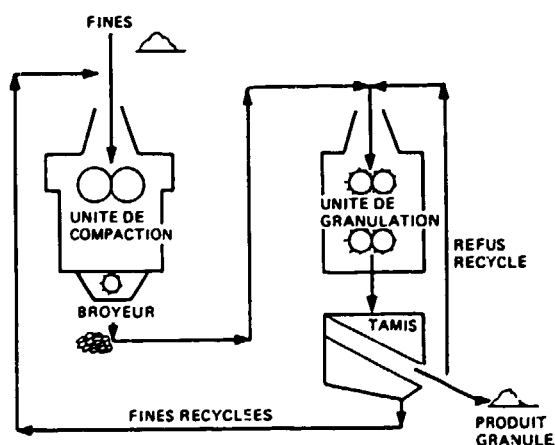
elle était, pour les ventes internationales de potasse canadienne ou européenne, d'environ 10 dollars par tonne, tandis que, pour des ventes à l'intérieur de l'Amérique du Nord, elle variait de 10 à moins de 5 dollars par tonne, probablement en raison de l'offre et de la demande.

Le sulfate de potassium est aussi proposé en qualités normale et granulée; en 1976, cette dernière coûtait environ 8,60 dollars par tonne de plus. Pour le sulfate de potassium-magnésium, la prime correspondante était de 6,60 dollars par tonne. On peut obtenir des engrais potassiques granulés en tamisant des produits de flottation ou au moyen de la compaction par rouleau comme il est exposé en un autre endroit du présent rapport. Toutefois, dans le cas du sulfate de potassium, on procède uniquement par compaction.

2. Granulation des sels de potassium

À l'échelle industrielle, on opère par compaction. Certaines autres méthodes ont été essayées, mais, à notre connaissance, aucune n'est employée industriellement. La figure 10 est un diagramme

Figure 10. Diagramme d'acheminement simplifié de la granulation d'engrais potassique par compaction par rouleaux



Source: Allis Chalmers.

d'acheminement classique d'une unité de compaction par rouleaux pour la fabrication de KCl granulé. L'alimentation de l'unité constituée par des fines auxquelles s'ajoutent les fines recyclées est d'abord chauffée à la vapeur dans un convoyeur, puis envoyée à une trémie au-dessus de deux rouleaux lisses tournant en sens inverse et fournissant une feuille continue qu'un broyeur transforme en écailles. Les écailles sont tamisées pour éliminer les fines, puis vont à deux unités de granulation en parallèle; ce sont des rouleaux nervurés, les nervures superficielles à angle vif ayant pour but de briser les écailles de façon à

donner un pourcentage maximal de la granulométrie désirée. On peut aussi employer d'autres types de broyeurs tels que les broyeurs à cage. Le produit obtenu est tamisé, ce qui donne des fines recyclées vers l'unité de compaction, le produit désiré (1,2 à 3,3 mm) et les grosses particules qu'on envoie à une troisième unité de granulation. Le produit de l'unité est tamisé pour récupérer une nouvelle quantité de produit de la taille voulue, les grosses particules sont recyclées à l'unité et les fines à l'unité de compaction. On récupère comme produit granulé 40 à 60 % du total fourni, le reste étant recyclé, sous forme de fines, vers l'unité de compaction.

On peut aussi obtenir des agglomérés en comprimant les fines entre rouleaux creusés d'alvéoles se faisant face, au lieu de rouleaux lisses. La forme de ces agglomérés peut être allongée et étroite, analogue à celle d'un cigare. Ensuite, on les broie et on les tamise pour obtenir la granulométrie désirée.

Les machines employées sont essentiellement formées de deux rouleaux, actionnés mécaniquement, tournant en sens contraire. L'un repose sur des paliers fixes, l'autre sur une glissière disposée de façon qu'il puisse être appuyé fortement contre le premier par des pistons hydrauliques agissant sur les paliers. La charge d'alimentation est envoyée de façon continue, par en haut, entre les deux rouleaux. On peut exercer sur elle une très forte pression au moment où elle est attirée entre les rouleaux; l'écoulement devient alors temporairement plastique. Les cristaux sont fondus en feuille presque continue de produit et éjectés au-dessous des rouleaux. La proportion de vides dans cette feuille peut être voisine de zéro; son épaisseur varie de 0,3 à 1,9 cm suivant la texture de la charge d'alimentation et la nature de la machine employée. La taille de celle-ci varie (voir tableau 3) mais le mécanisme de la compaction reste le même. L'une des très rares études approfondies sur la compaction a été publiée par B. E. Kurtz et A. J. Barduhn [15].

Les facteurs dont dépend la compaction de KCl sont les suivants :

Texture de la charge d'alimentation

La distribution granulométrique optimale est comprise approximativement entre 8 % de plus de 1,168 mm et 8 % de moins de 0,074 mm. Cette charge comprend aussi les fines passant au tamis de 1,397 mm et la poussière recyclée du circuit de compaction. Si la charge d'alimentation est formée de trop gros cristaux, cela peut conduire à une feuille moins résistante, à texture granuleuse. Si le pourcentage de particules de moins de 0,074 mm est trop élevé, la proportion de vides dans la feuille augmente et les rouleaux en charge vibrent et glissent, d'où des vibrations provoquant de

TABLEAU 3. MACHINES A COMPACTER ACTUELLEMENT EN USAGE

	<i>Allis-Chalmers</i>	<i>Kumarek-Greases</i>	<i>Hamboldt</i>	<i>Union-Agri-75</i>
Diamètre des rouleaux, en cm	61	71	91	102
Largeur des rouleaux, en cm	61	69	119	127
Tours par minute	24	42	25	14
Vitesse périphérique, en m/min	46	94	72	47
Structure des rouleaux	Fonte avec frette en acier allié. Arbre plein en acier	Fonte, avec frette en acier allié de 51 mm. Arbre creux	Fonte, refroidissement intérieur par eau	Monobloc corps de rouleau et arbre, refroidissement par eau sous la surface du rouleau
Paliers	Lisses ou à rouleaux	A rouleaux	A rouleaux	A rouleaux
Puissance du moteur, en kW	149-224	373	2 + 186	448
Pression appliquée, en kg/cm	3 575	3 932	4 182	5 362
Méthode d'alimentation	Gravité ou alimentation forcée par deux vis verticales	Alimentation forcée par 2 vis coniques (rapport 4/1)	Alimentation forcée hydraulique double, à vitesse variable	Alimentation forcée hydraulique, entraînement par 5 moteurs de 22 kW
Débit, en t/h	27	45	77	91
Production approximative (1,17 × 3,33 mm), en t/h	11	20	26	27

fortes contraintes sur les engrenages d'entraînement. La ségrégation peut poser des problèmes sérieux: on la diminue en employant pour la charge d'alimentation un petit silo, de sorte que la charge est constamment mélangée avec le produit recyclé

Etat de la charge d'alimentation

Un film résiduel d'huile ou d'amine sur les cristaux, provenant du traitement précédent, freine la fusion des surfaces, d'où une feuille peu résistante et un taux élevé de recyclage. On peut éliminer ce film par séchage à haute température. Certains fabricants ajoutent à la charge une petite quantité d'eau; d'autres constatent que des additifs tels que l'amidon, employés à l'état de traces, améliorent la qualité du produit.

Température de la charge d'alimentation

Si les rouleaux ne sont pas refroidis par l'eau, sa valeur optimale est de 49 à 65 °C. Un chiffre plus élevé pose des problèmes supplémentaires dans toute l'usine. Toutefois, on peut compacter une charge chaude (150 à 280 °C) pour donner, sous des pressions un peu plus faibles, une feuille extrêmement dense lorsque cette température est admissible.

Méthode d'introduction

On peut alimenter par gravité ou sous pression au moyen de vis.

Dans le premier cas, une densité apparente élevée de la charge est importante pour obtenir de bons résultats, mais cette densité est fortement modifiée par la présence d'air et il faut ramener à des niveaux acceptables la quantité de celui-ci. On peut obtenir ce résultat en faisant vibrer la trémie

d'alimentation, en opérant sous vide ou par agitation mécanique: tous ces procédés sont utiles, à un degré variable, pour réduire la proportion de vides dans la charge. Certains opérateurs affirment obtenir très efficacement ces résultats en employant une trémie haute, très étroite, placée directement au-dessus des rouleaux.

Dans le cas d'alimentation forcée, on emploie une ou plusieurs vis pour envoyer la charge dans l'espace curviligne compris entre les rouleaux, afin d'une part d'éliminer l'air et d'autre part d'augmenter le coefficient de frottement entre la charge et les surfaces lisses des deux rouleaux. Les avantages attribués à cette méthode sont : 1) moindre sensibilité des rouleaux aux fluctuations de la texture de la charge, 2) angle de saisie plus grand, d'où une plus grande épaisseur de la feuille et par conséquent un débit plus élevé; 3) meilleure efficacité de l'automation grâce à l'emploi de dispositifs à vis, par exemple en régulant la vitesse d'alimentation pour maintenir une charge donnée sur le moteur d'entraînement ou pour obtenir une épaisseur constante de la feuille en asservissant l'entraînement à un transducteur.

Vitesse des rouleaux

Cette variable doit être choisie en fonction de la texture de la charge d'alimentation, de la méthode d'introduction et du diamètre des rouleaux. Une plus grande vitesse de ceux-ci a pour effet, en général, de fournir une feuille plus mince avec un recyclage plus réduit mais le fonctionnement est sensible aux variations de la texture de la charge: avec une vitesse de rotation plus faible, 10 à 25 tr/min, la stabilité est plus grande, mais la feuille est plus étroite.

Pression des rouleaux

On agit sur toutes les autres variables de façon à maintenir la pression aussi élevée que permet la régularité du fonctionnement. C'est là le facteur le plus critique de l'agglomération de KCl fluide entre des rouleaux. Cette pression est d'ordinaire indiquée en livres par pouce linéaire; elle est couramment de 20 à 30 000 livres par pouce, soit environ 3 500 à 5 400 kg/cm linéaire. La pression est appliquée aux paliers du rouleau mobile par un système hydraulique, réglé à la main ou automatiquement, pour maintenir la pression à sa valeur optimale.

Surface des rouleaux

Elle est d'ordinaire lisse, un dispositif permettant de racler le KCl fondu sur la surface. Les rouleaux peuvent être massifs ou percés de conduits pour l'eau de refroidissement, mais, dans l'industrie, il est courant de refroidir extérieurement au moyen de pulvérisation d'eau, d'éponges mouillées, etc. L'application d'humidité provoque une forte corrosion de la surface des rouleaux.

Diamètre des rouleaux

Quand ce diamètre augmente, le fonctionnement dépend moins de la distribution granulométrique de la charge et de sa teneur en air résiduel, ce qui permet d'accroître la vitesse périphérique. Un fabricant de rouleaux de grand diamètre emploie une grille placée immédiatement au-dessus de l'angle de saisie. L'air est attiré vers le bas entre les rouleaux au lieu de s'échapper par le haut, produisant une certaine turbulence. La feuille obtenue quitte les rouleaux sous forme de bandes longitudinales.

Le diagramme d'acheminement (figure 10) est celui d'une unité Allis-Chalmers de 61 x 61 cm, fonctionnant sous forme de système en circuit fermé indépendant. Cet équipement est d'une utilisation courante dans l'industrie et ce diagramme, bien que normalisé, est un particulièrement bon exemple à cause de sa simplicité.

Les installations récentes sont le plus souvent conçues de façon à recycler en tout ou en partie le produit granulé voisin de la taille voulue vers les tamis de l'atelier de production, afin de récupérer une partie du produit sous forme grossière ou normale.

Un des inconvénients de la compaction par rouleaux est que les granules peuvent avoir des bords minces ou des coins qui se brisent au cours de la manutention et donnent des fines. Pour résoudre ce problème, certains producteurs placent le produit granulé dans un tambour tournant; les bords fragiles sont alors brisés et l'on peut éliminer les fines par tamisage. On a également mis au point un traitement à la vapeur qui aide à

arrondir les bords. On peut aussi stabiliser les particules par addition d'eau ou de saumure, suivie d'un séchage.

La compaction par rouleaux peut aussi s'appliquer aux sulfates de potassium et d'ammonium ainsi qu'aux phosphates diammoniques cristallisés, à certains engrais composés (voir chapitre XIX) et à des produits très divers autres que les engrais.

Quant au coût de la granulation par cette méthode, la différence du prix d'environ 4 à 8 dollars par tonne entre les sels potassiques granulés et ceux de qualité normale en donne vraisemblablement un ordre de grandeur.

L. Capacité mondiale de production de potasse

Depuis la mise en service, en 1861, de la première mine de potasse, près de Stassfurt (Allemagne) la capacité mondiale de production a atteint, en 1979, environ 32 millions de tonnes d'équivalent de K₂O [4], principalement sous forme de chlorure de potassium, à côté de quantités bien moindres de sulfate et de petites quantités de nitrate. Le tableau ci-dessous résume les capacités actuelles (1978-1979) pays par pays.

Capacité mondiale de production de potasse en 1978-1979

	Millions de tonnes de K ₂ O	Pourcentage
Total mondial	31,96	100
URSS	10,00	31
Canada	7,50	24
RDA	3,20	10
REFA	3,30	10
Etats-Unis	2,86	9
France	2,19	7
Espagne	0,88	3
Israël	0,88	3
Divers	0,95	3

D'après un rapport de la Banque mondiale, la capacité mondiale atteindra, en 1985, 39,05 millions de tonnes de K₂O, plus de 60 % de cet accroissement étant le fait de l'URSS. Le rapport estime que la capacité augmentera assez vite pour satisfaire l'accroissement de la demande, au moins jusqu'en 1982, date pour laquelle on prévoit une capacité de 36,18 millions de tonnes de K₂O.

M. Prix et coûts de production

Les chiffres concernant le prix des sels potassiques au cours des années écoulées ne sont pas fort utiles à cause de la chute des cours pendant les années 1966-1972, due à l'accroissement trop ambitieux de la capacité des mines du Saskatchewan et d'URSS, pour les raisons suivantes :

1. Campagne à l'échelle mondiale pour "nourrir le monde".

2. Découverte de grandes réserves de minerais et de technologie appropriée dans le Saskatchewan et en URSS.
3. Expansion de la production d'engrais azotés et phosphatés, qui a encouragé à investir dans celle d'engrais potassiques.

La figure 11 donne les prix jusqu'à ce jour des trois principaux engrais [16]. Pour le KCl à 60 % de K_2O , le prix f.o.b. Vancouver est passé de 33 dollars par tonne en 1970 à un maximum de 80 dollars par tonne en 1974, pour retomber au-dessous de 50 dollars en 1977 et atteindre environ 78 dollars vers le milieu de 1979.

Il est à remarquer que, pendant la pénurie de 1973-75, le prix des engrais a augmenté beaucoup moins que ceux de la plupart des autres engrais [17] et que, compte tenu de leur faible hausse au cours des 14 dernières années, il semble certain que les cours devront s'élever pour tenir compte des coûts de construction, qui augmentent plus vite. En dollars constants, les engrais potassiques coûtent moins cher qu'il y a 15 ans.

Le tableau 4 donne le coût en capital estimé d'une installation implantée au Saskatchewan, destinée à produire par an 1,13 million de tonnes de KCl. Le minerai est à très haute teneur et servira à fabriquer du KCl agricole dans toutes les granulométries. Une partie sera transformée en

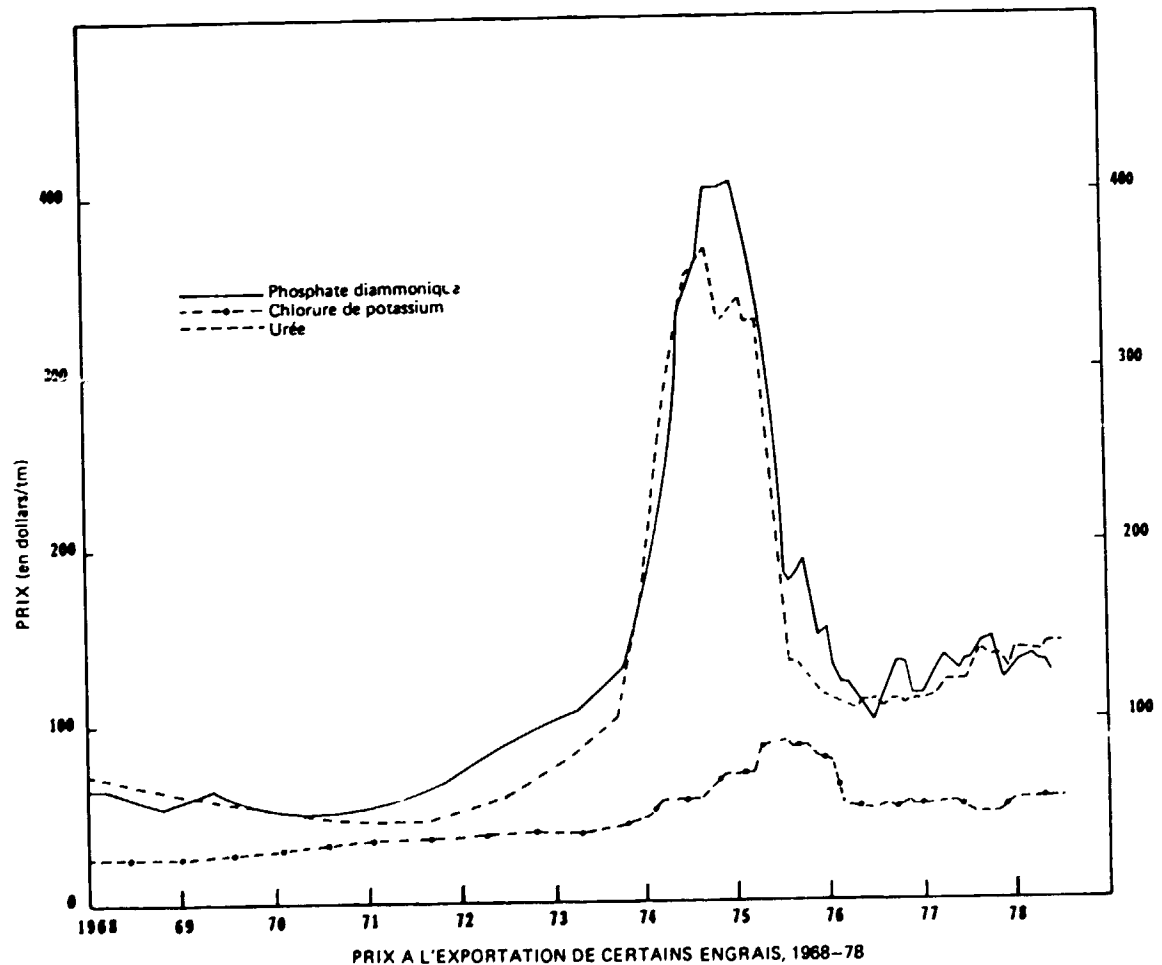
TABLEAU 4. COUT EN CAPITAL, EN 1977, D'UNE MINE ET D'UNE RAFFINERIE DE POTASSE AU SASKATCHEWAN, D'UNE CAPACITE ANNUELLE DE 1,13 MILLION DE TONNES DE PRODUIT

Installation	Coût (en millions de dollars des Etats-Unis)
Mine	
2 puits, de 4,88 m de diamètre x 915 m, avec équipement d'extraction	53,0
Équipement de la mine	30,0
Total partiel	83,0
Installation de surface ^a	136,0
TOTAL^b	219,0

^aY compris huit compacteurs et un circuit de cristallisation.

^bNon compris le fonds de roulement.

Figure 11. Prix à l'exportation de certains engrais, 1968-1978. (Les prix du KCl s'entendent f.o.b. Vancouver, Canada.)



KCl soluble pour agriculture et en KCl qualité pour industrie chimique. Le coût estimé est de 219 millions de dollars, soit environ 194 dollars en 1977 par tonne de production annuelle.

Le tableau 5 donne, de façon approximative, les coûts d'exploitation normaux d'une opération implantée au Canada telle que celle décrite plus haut. Il faut souligner que la teneur du minerai et les autres conditions sont très favorables au Saskatchewan: les coûts correspondants sont donc plus faibles, et parfois bien plus faibles, que dans de nombreuses autres mines de potasse. En revanche, le capital nécessaire est particulièrement important à cause de la profondeur des gisements et des formations géologiques difficiles (nappes aquifères sous forte pression) que les puits doivent traverser. De plus, le climat rigoureux augmente le coût de la raffinerie.

A partir des chiffres des tableaux 4 et 5, on a calculé les prix de vente nécessaires pour fournir un rendement de l'investissement, après impôts, de 5, 10 et 15 %, compte tenu aussi de l'amortissement en 15 ans, des redevances et taxes, des frais généraux et des coûts de gestion. Ces calculs ont été faits en tenant ou non compte de la taxe spéciale (*reserve tax*), qui est particulière au Saskatchewan (tableau 6).

Il est difficile de comparer les investissements et les coûts d'exploitation d'une extraction souterraine avec ceux de l'extraction par lixiviation, parce que celle-ci n'est guère utilisée que lorsque l'exploitation souterraine est impossible à cause de la profondeur excessive du caractère géologique du gisement. De plus, dans le cas de la lixiviation, il n'y a pas de distinction nette entre l'extraction et l'enrichissement.

La TVA a estimé la quantité d'énergie nécessaire pour trois combinaisons de méthode d'extraction et de méthode d'enrichissement, pour les conditions existant en Amérique du Nord, en supposant une teneur du minerai en K_2O de 26 % [18]:

	Energie nécessaire en GJ t ⁻¹ de $KCl \cdot 0,52$ de K_2O
Extraction par lixiviation	6,5
Recupération par cristallisation	5,4
Total	11,9
Extraction souterraine	2,2
Enrichissement par flottation	1,0
Total	3,2
Exploitation souterraine	2,2
Enrichissement par cristallisation	5,4
Total	7,6

1 GJ = 984 000 Btu = 239 000 kcal

Les chiffres ci-dessus comprennent à la fois le combustible et l'électricité, l'équivalent en combustible de celle-ci étant calculé en admettant un

rendement de la conversion de 33 %. Il est clair que l'extraction par lixiviation consomme beaucoup d'énergie et que, au prix actuel du pétrole, environ 2 dollars par gigajoule, elle ne serait pas rentable aux cours actuels des sels potassiques. Toutefois, on peut utiliser n'importe quel combustible pour obtenir de la vapeur et de l'électricité qui sont les principales formes d'énergie nécessaire. La lixiviation peut donc être rentable si l'on dispose de charbon ou de gaz naturel à bon marché. Dans les régions arides, on peut modifier la technique pour utiliser l'énergie solaire en produisant, à température modérée, une solution relativement diluée, la plus grande partie de l'évaporation et de la cristallisation pouvant se faire dans des lagunes sous l'influence directe du soleil. C'est ce que fait Texas Gulf dans l'Utah.

L'enrichissement par cristallisation du minerai extrait par voie souterraine demande aussi beaucoup d'énergie, mais il a l'avantage de fournir un produit à haute teneur (62 K_2O ou plus), complètement soluble, qui est préféré pour les engrais liquides et comme intermédiaire à haute pureté pour usage industriel. Certaines usines préparent par cristallisation une partie de leur production, à l'intention de ces marchés.

N. Commerce mondial de la potasse

En 1976-1977, les exportations mondiales de sels potassiques se sont élevées à 13,3 millions de tonnes de K_2O , soit 51 % de la production. La potasse est donc un élément important du commerce mondial. Pendant la période de dix ans s'achevant en 1975-76, les exportations mondiales d'engrais potassiques ont augmenté au taux annuel moyen de 7,1 % soit 2 % plus vite que la production pendant la même période. Neuf pays ont contribué pour plus de 99 % au total: Canada, URSS, RDA et RFA, France, Etats-Unis, Israël, Espagne, Italie, à peu près comme suit:

Exportateur	Pourcentage des exportations totales
Canada	40
Etats-Unis	7
France	4
RFA	6
RDA	19
URSS	19
Israël	3

Les exportateurs d'Amérique du Nord fournissent environ la moitié des exportations vers les pays les moins développés et satisfont aussi la plus grande partie de la demande en Océanie et au Japon. Les pays d'Europe occidentale importent surtout d'autres pays de la même région.

TABLEAU 5. COÛTS DIRECTS D'EXPLOITATION D'UNE INSTALLATION CANADIENNE

		Coût annuel (en dollars)	Coût (en dollars) t de produit
<i>Personnel de la mine</i>			
Personnel de bureau	16		
Personnel d'entretien	74		
Abatteurs	104		
Reste du personnel de production	42		
Total	236	4 786 000	3,51
<i>Personnel de l'usine</i>			
Cadres supérieurs et gestionnaires	48		
Personnel d'encadrement	19		
Personnel de production	88		
Personnel d'entretien	65		
Total	220	4 686 000	3,43
MASSE SALARIALE			
(y compris 20% d'avantages accessoires)		9 472 000	6,94
<i>Frais généraux de l'installation</i>			
		643 800	0,48
<i>Mine :</i>			
Fournitures d'exploitation	876 600		
Fournitures d'entretien	3 123 600		
Énergie	957 200		
Produits consommables et divers	755 500		
Total		5 712 900	4,19
<i>Usine :</i>			
Fournitures d'exploitation		2 830 100	
Fournitures d'entretien		1 146 100	
Énergie		1 587 000	
Produits consommables et divers		377 800	
Total		5 941 000	4,36
TOTAL		21 769 700	15,97

TABLEAU 6. CALCUL DU PRIX DE L' POTASSE

Base : Capacité annuelle, 1,12 million de tonnes de produit.
L'installation comprend huit compacteurs et un cristalliseur.
Coût en capital, 218,75 millions de dollars (192,50 dollars/t/an).
Coût direct d'exploitation, 15,97 dollars/t.
Coûts exprimés en dollars de 1977/tm de produit.
Taxe spéciale, 15 dollars par tonne courte, non déductible.

	Non compris la taxe spéciale (en dollars)	Y compris la taxe spéciale (en dollars)
Exploitation	15,95	15,95
Amortissement en 15 ans	12,84	12,84
Redevances et taxes	2,20	2,20
Gestion, etc.	2,20	2,20
Taxe spéciale	0	16,50
Total	33,19	49,69

Prix nécessaires pour donner après impôts le rendement indiqué sur l'investissement total, d'après la fiscalité canadienne de 1977 :

Pourcentage de rendement de l'investissement après impôts	Prix, dollars/tm, f.o.b. Saskatchewan	
	Y compris la taxe spéciale	Non compris la taxe spéciale
5	73,59	49,50
10	89,82	65,78
15	106,32	82,12

La structure des échanges internationaux de sels potassiques dépend en grande partie des paramètres suivants :

1. Coûts relatifs de transport.
2. AID des Etats-Unis et autres ventes à des prix de faveur.
3. Relations politiques et le cartel européen.

Cette structure des exportations a été raisonnablement stable au cours de ces dernières années, mais pourrait être quelque peu modifiée si l'URSS augmentait beaucoup ses exportations.

Le tableau 7 donne, pour 1976, les exportations de neuf pays, y compris l'Espagne, vers les pays développés, les pays en développement et les pays à économie planifiée [19]. La répartition était : 60 % aux pays développés à économie de marché, 15 % aux pays en développement à économie de marché et 25 % aux pays à économie planifiée.

O. Consommation mondiale d'engrais potassiques

Au cours des 20 dernières années, cette consommation s'est accrue à un taux annuel moyen d'environ 6 %. Le tableau 8 donne les consommations régionales et mondiales pour 1962-1977 avec des projections jusqu'en 1985. Pendant cette période de 15 ans, le taux moyen

annuel d'accroissement a été pour l'ensemble du monde de 6,8 %.

En 1977, le monde a consommé environ 23,1 millions de tonnes d'engrais potassiques (chiffre calculé en K₂O). L'Amérique du Nord, surtout les Etats-Unis, en a consommé 5,5 millions de tonnes et l'Amérique latine 1,1 million. Pour l'Asie, les estimations sont : Japon, 655 000 tonnes; Chine, 400 000 tonnes; Inde, 360 000 tonnes; Corée du Sud, 200 000 tonnes; divers, 522 000 tonnes.

Au cours des sept années à venir, 1977-85, la TVA prévoit une augmentation d'environ 4,2 % par an, faisant passer les 23,1 millions de tonnes de K₂O de 1977 à 32,1 millions de tonnes en 1985 [16]. En termes de chlorure de potassium, cela représenterait, pendant cette période, une augmentation de 15,0 millions de tonnes de la consommation (voir tableau 8). Pour satisfaire cette demande, la production devrait être supérieure d'environ 10 % à la consommation de l'agriculture pour tenir compte de la consommation par l'industrie et de l'écart habituel de 5 % entre production et consommation (voir chapitre I). Un rapport de la Banque mondiale prévoit un taux d'accroissement de la consommation, un peu plus élevé, celle-ci atteignant 34,5 millions de tonnes de K₂O en 1985 [4].

On prévoit que les exportations de l'Amérique du Nord augmenteront, surtout celles de provenance du Canada, mais aussi celle de Carlsbad, en particulier à cause de l'avantage logistique lorsque la destination est l'Amérique centrale ou

TABLEAU 7. COMMERCE DES SELS POTASSIQUES EN 1976 (EN MILLIERS DE TONNES DE K₂O)

Importateurs	France	RIA	Italie	Espagne	RDA	URSS	Canada	Etats-Unis	Israël	1976	1977
Total mondial ^a	476	779	54	239	2 303	2 304	4 923	848	341	12 268	11 721
Pays développés à économie de marché	371	566	16	179	639	597	4 412	323	273	7 377	6 781
Amérique du Nord	—	20	5	15	—	—	4 030	14	48	4 132	3 286
Europe occidentale ^b	283	453	11	150	618	462	25	38	172	2 213	2 237
Océanie	—	2	—	—	—	14	54	175	—	245	210
Divers ^c	88	91	—	14	21	121	303	96	53	787	1 048
Pays en développement à économie de marché	100	190	38	60	349	104	420	524	68	1 854	1 677
Afrique	47	5	1	—	—	—	—	3	8	64	42
Amérique latine	30	78	4	36	201	101	147	471	19	1 854	821
Proche-Orient	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
Afrique	4	—	25	24	3	—	—	—	—	56	85
Asie	—	—	5	—	10	—	—	—	—	15	8
Extrême-Orient	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
Asie méridionale	—	91	—	—	131	3	110	—	—	335	245
Asie orientale	19	16	3	—	4	—	163	50	41	296	476
Pays à économie planifiée	5	23	—	—	—	1 315	1 603	91	1	3 038	3 263
Asie	—	—	—	—	—	38	33	91	1	163	292
Europe orientale	5	23	—	—	—	1 277	1 570	—	—	2 875	2 971

Source : International Superphosphate Manufacturer Association (ISMA) [19]

^a Les totaux sont arrondis et ne sont toujours comparables.

^b La Yougoslavie est considérée comme faisant partie de l'Europe occidentale.

^c Comprend le Japon, l'Afrique du Sud et Israël.

TABLEAU 8. CONSOMMATION D'ENGRAIS POTASSIQUES, PAR REGION

	Amerique du Nord	Amerique latine	Europe occidentale	Europe orientale	URSS	Afrique	Asie	Océanie	Total mondial
(en milliers de tonnes de K ₂ O)									
1962	2 156,4	193,9	3 474,5	1 244,4	703,0	96,2	683,8	130,3	8 682,6
1963	2 372,7	210,5	3 663,6	1 247,3	826,0	107,1	758,4	91,3	9 277,0
1964	2 585,8	270,3	3 779,0	1 410,4	901,0	124,4	877,6	128,4	10 076,9
1965	2 694,3	268,6	3 895,4	1 522,4	1 421,0	156,5	924,3	152,5	11 035,0
1966	3 064,1	292,7	3 930,0	1 709,5	1 891,0	158,0	1 066,5	171,1	12 282,7
1967	3 465,4	326,7	3 941,2	1 929,6	1 902,0	184,4	1 165,6	174,9	13 089,8
1968	3 606,6	366,1	4 231,3	2 092,4	2 136,0	191,2	1 292,1	157,0	14 072,9
1969	3 698,7	536,4	4 191,8	2 308,7	2 176,0	201,7	1 404,9	175,7	14 693,7
1970	3 835,7	556,5	4 371,1	2 468,0	2 319,0	214,7	1 508,6	194,5	15 468,2
1971	4 022,9	646,5	4 796,4	2 678,4	2 574,0	237,0	1 519,1	196,0	16 670,3
1972	4 120,4	659,3	4 996,2	3 015,9	2 788,0	264,1	1 572,4	193,9	17 610,3
1973	4 398,1	769,6	5 091,2	3 011,3	3 238,0	294,8	1 750,5	240,5	18 794,0
1974	4 803,2	894,7	5 395,7	3 319,4	3 605,0	308,6	2 118,7	287,9	20 733,2
1975	4 246,1	929,6	4 602,3	3 397,4	3 884,0	343,8	2 182,8	237,9	19 824,0
1976	4 968,2	872,0	4 478,1	3 707,6	5 176,0	326,3	1 814,6	195,7	21 538,4
1977	5 545,6	1 097,1	4 741,6	3 499,4	5 577,0	350,1	2 002,0	251,5	23 064,2
Prévisions									
1978	5 264,8	1 138,5	4 981,2	3 674,9	5 400,0	376,4	2 364,7	274,0	23 474,5
1979	5 557,4	1 261,5	5 125,2	3 819,0	6 143,0	400,7	2 408,9	283,5	24 999,3
1980	5 743,9	1 362,0	5 269,4	3 949,1	6 650,0	426,0	2 501,2	292,9	26 194,6
1981	5 930,5	1 464,9	5 344,7	4 078,1	7 174,0	453,5	2 594,7	302,4	27 342,8
1982	6 117,1	1 570,2	5 434,2	4 207,3	7 714,0	479,0	2 687,1	311,7	28 520,6
1983	6 302,6	1 674,9	5 515,6	4 336,3	8 270,0	506,5	2 775,8	321,0	29 704,7
1984	6 488,2	1 787,4	5 604,7	4 465,4	8 850,0	534,1	2 868,4	330,3	30 928,6
1985	6 673,8	1 897,3	5 692,9	4 593,4	9 430,0	558,6	2 959,4	339,5	32 145,0

Source : [16].

l'Amérique du Sud, ce qui ajoute à l'importance stratégique de l'emplacement de Carlsbad.

Une étude récente de l'AMAX, se fondant sur trois projections indépendantes publiées de la consommation mondiale, estime que celle-ci passera à environ 64 millions de tonnes de K₂O en 2007, ce qui exigerait que la capacité de production augmente d'au moins 41 millions de tonnes de K₂O pendant la période 1976-2007, cette quantité équivalant à environ 68 millions de tonnes de chlorure de potassium. Comme la plus grande partie devrait être fournie par de nouvelles mines, il devrait y avoir, à long terme, une forte pression à la hausse sur les coûts, qui suffirait à justifier les investissements dans des exploitations de plus en plus importantes.

La qualité granulée est celle qui convient le mieux à la plus grande partie du marché des Etats-Unis et sa part de ce marché ne fait que croître. Le mélange d'engrais granulés dans de petites installations locales est devenu la pratique courante dans un grand nombre des principaux Etats utilisateurs d'engrais.

Pour les mélanges en vrac, on emploie les engrais potassiques, tant sous forme granulée que sous forme grossière, mais on fait de plus en plus d'efforts pour faire connaître les avantages des engrais granulés (tableau 9), dont la granulométrie est plus voisine de celle des autres engrais utilisés dans les mélanges en vrac.

AMAX Chemical a réussi à développer l'utilisation des engrais granulés dans les mélanges grâce à l'emploi de la marque déposée K-Gran et à un matériel de promotion des ventes en expliquant les avantages. En Amérique du Nord, la consommation de granulés a augmenté de 31,1 % pendant la période quinquennale 1973-77, ce qui montre que les détaillants et les consommateurs prennent conscience des avantages de ce produit (tableau 9). Une grande partie des engrais potassiques utilisés aux Etats-Unis et dans certains autres pays sont appliqués directement; pour cet usage, on peut employer l'engrais grossier ou l'engrais granulé, mais l'engrais granulé à granulométrie peu variable doit permettre une répartition plus régulière lorsqu'il est appliqué mécaniquement.

TABLEAU 9. VENTES DE POTASSE PAR DES PRODUCTEURS DES ETATS-UNIS ET DU CANADA DANS CES PAYS

(En milliers de tonnes de K₂O)

	Granulés	Grossiers	Normaux
1973	1 394	2 141	1 394
1974	1 588	2 241	1 476
1975	1 191	2 022	1 046
1976	1 665	2 485	1 174
1977	1 824	2 417	1 119
1973-77 Augmentation (en %)	31,1%	12,9%	(19,7%)

Références

1. Smith, R. C. 1977. "The Potash Industry," Paper presented at the Annual Meeting of American Association of Plant Food Control Officials, El Paso, Texas.
2. *Potash and Potassium Fertilizers*. 1966. Chemical Process Monograph No. 15, Noyes Development Corporation, Park Ridge, New Jersey.
3. Singleton, R. H. 1978. "Potash," Mineral Commodity Profile MCP-11, U.S. Bureau of Mines, Washington, D.C.
4. Sheldrick, W. E. and H. Stier. 1978. "World Potash Survey," World Bank Working Paper 2.93, Washington, D.C.
5. *World Survey of Potash Resources*, second edition, 1976. British Sulphur Corporation, Ltd., London, England.
6. Von Peter, A. 1977. "The Potash Situation Global Status and Development," Proceedings of the FAI-IFDC Seminar, Paper No. Tech I/S-1, New Delhi, India.
7. "G.D.R. Potash—Progress Since 1970." 1977. *Phosphorus and Potassium*, 87:40-45.
8. Mitchell, J. B. 1970. "Three Ways to Process Potash," *Mining Engineering*, 22(3):60-62.
9. "Carnallite: The Other Potash Ore." 1976. *Phosphorus and Potassium*, 84:39-41.
10. "Potash, A By-Product of Soviet Alumina-From-Nepheline Process." 1971. *Phosphorus and Potassium*, 53:40-41.
11. "Technical Advances by the U.S.S.R. potash Industry." 1972. *Phosphorus and Potassium*, 59:41-45.
12. "Routes to Potassium Nitrate—Part 2." 1971. *Phosphorus and Potassium*, 52:52-55.
13. "Sized Potash." 1977. *Phosphorus and Potassium*, 91:39-43.
14. "Canada Prices." 1976. *Phosphorus and Potassium*, 83:14.
15. Kurtz, B. E. and A. J. Barduhn. 1960. "Compacting Granular Solids," *Chemical Engineering Progress*, 56(1):67-72.
16. Harris, G. T. and E. A. Harre. 1979. *World Fertilizer Situation and Outlook*, IFDC Technical Bulletin T-13, International Fertilizer Development Center, Muscle Shoals, Alabama 35660.
17. *The Commodity Shortages of 1973-74: Case Studies*. 1976. United States National Commission on Supplies and Shortages. For sale by the Superintendent of Documents, U.S. Government Printing Office, Washington, D.C.
18. Blouin, G. M. 1974. "The Effects of Increasing Energy Costs on Fertilizer Production Costs and Technology," TVA Bulletin Y-84, Tennessee Valley Authority, Muscle Shoals, Alabama 35660.
19. ISMA Potash Statistics. 1977. International Phosphate Industry Association, Paris, France.

XIX. Engrais composés

"Engrais composés" est l'expression utilisée dans ce manuel pour désigner tous les engrais contenant plus d'un des trois éléments nutritifs primaires, N, P₂O₅ et K₂O. Ils peuvent aussi contenir un ou plusieurs des éléments secondaires et des oligo-éléments. Aux Etats-Unis, l'expression "mixed fertilizers" est synonyme d'engrais composés (*compound fertilizers*), sauf quelques exceptions (voir "Définitions", chapitre IV). Dans certains pays d'Europe, les engrais composés sont subdivisés en engrais mélangés (*mixed fertilizers*) et engrais complexes (*complex fertilizers*), suivant qu'il se produit ou non des réactions chimiques pendant le mélange.

En matière d'engrais, le mot "composé" a le sens du dictionnaire : formé de plusieurs parties. Le mot "mêlé", dans l'usage européen, signifie "formé par mélange", tandis qu'aux Etats-Unis il semble avoir le sens de "consistant de parties ou éléments différents".

Au début de l'industrie, les engrais simples prédominaient dans la plupart des pays. Les engrais phosphatés datent des années 1840, l'industrie de la potasse a commencé pendant les années 1870, et celle des engrais azotés plus tard encore.

Aux Etats-Unis, les premiers engrais composés étaient à base de superphosphate mélangé à du guano péruvien, à du nitrate de sodium chilien, à des sels potassiques et à des déchets organiques tels que déchets de poisson, farine de graines de coton et déchets d'abattoir. Dans les pays en développement, on commence souvent par des engrais simples pour passer ensuite aux engrais composés.

A partir de ces divers débuts, à mesure que l'industrie des engrais et l'agriculture évoluaient, on en est venu en général à fournir la plus grande partie du phosphore et du potassium et une partie de l'azote sous forme d'engrais composé. Dans de nombreux pays d'Europe et au Japon, plus de 90% du P₂O₅ et du K₂O et environ 50% de l'azote sont fournis de cette façon. Cet engrais composé est d'ordinaire appliqué avant ou pendant la plantation ou le semis. Une application supplémentaire d'engrais azotés simples peut être faite pendant la croissance sous forme d'épandage en couverture ou d'épandage par plant. La raison de cette application en deux temps est que l'azote fourni au moment des semailles peut être perdu en partie par lessivage ou décomposition. Dans les

sols sablonneux, par exemple, on peut s'attendre à un fort lessivage et un engrais composé à faible teneur en azote (tel que 1 : 4 : 4 N : P₂O₅ : K₂O) peut être épandu au moment des semailles, avec applications supplémentaires d'azote pendant la période de croissance.

A. Choix des dosages

Il existe diverses variétés d'engrais composés fournissant des proportions différentes des trois éléments primaires, suivant les besoins des diverses récoltes, le degré de fertilité naturelle du sol et le caractère désirable ou non d'applications supplémentaires ultérieures d'engrais azoté simple. Les recommandations concernant les rapports entre éléments primaires se fondent sur les analyses du sol, s'il en existe, ou sur une connaissance générale de la nature du sol et de son degré de fertilité dans un district ou une région. Il est impossible d'estimer avec une précision mathématique la "meilleure" proportion pour aucune combinaison de sol et de récolte; c'est pourquoi il est courant de recommander un petit nombre de proportions en nombres entiers tels que 2:2:1, 4:2:1, 1:1:1, 1:4:4, 1:4:2 et 2:2:3. Très souvent, quelques proportions suffisent pour n'importe quelle région.

On peut préférer des engrais contenant peu ou pas d'azote pour la fumure du soja et des autres légumineuses qui tirent leur azote de l'air par fixation symbiotique. Les faibles teneurs en azote sont aussi préférables quand ce dernier peut être fourni plus économiquement par une application séparée sous forme d'ammoniac anhydre : c'est pourquoi la formule 6-24-24 est la plus employée aux Etats-Unis; diverses formules PK, ne contenant donc pas d'azote (d'ordinaire des mélanges), sont aussi très utilisées.

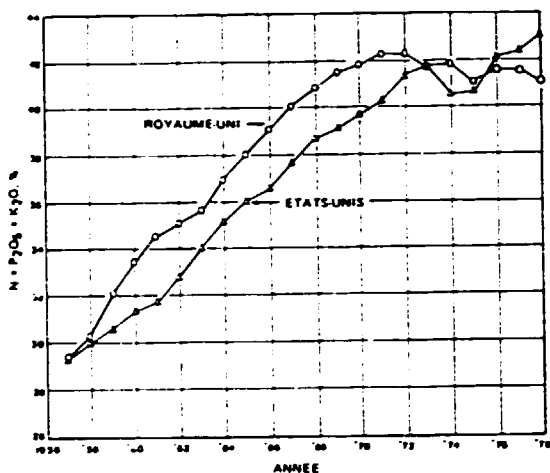
Les engrais composés peuvent aussi contenir un ou plusieurs des éléments secondaires ou des oligo-éléments, quand on en a décelé le besoin. Les méthodes employées pour incorporer ces éléments dans des engrais composés seront exposées au chapitre XX.

Une fois les proportions adéquates déterminées, on peut formuler l'engrais de façon à obtenir la concentration maximale possible avec les produits disponibles ou recommandés. Lorsque ces derniers sont variés, plusieurs engrais peuvent

avoir les mêmes proportions. Par exemple, la proportion 2:2:3 est très demandée en Europe; on a fabriqué plusieurs engrais ayant cette proportion ou une proportion très voisine telle que 10-10-15, 12-12-18, 13-13-20 et 15-15-21. Dans la plupart des cas, les engrais à faible dosage ont été remplacés par des engrais à dosage de plus en plus élevé à mesure que les matières premières disponibles étaient plus concentrées et que la technologie s'améliorait. Cependant, dans certains cas, on préfère les faibles dosages à cause de quelque avantage agronomique ou économique ou de meilleures propriétés physiques.

La figure 1 montre l'accroissement du dosage moyen des engrais au cours des 20 dernières années aux Etats-Unis et au Royaume-Uni. Il y a eu une rapide augmentation à partir de 1957 jusque vers 1970; après cette date, la concentration a eu tendance à plafonner ou même à diminuer légèrement. Des tendances analogues ont été constatées dans de nombreux autres pays.

Figure 1. Tendances du dosage des engrais composés



B. Procédés de fabrication d'engrais composés

On peut classer les engrais composés suivant la nature du procédé employé pour les obtenir :

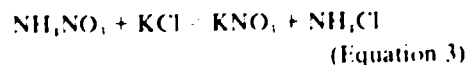
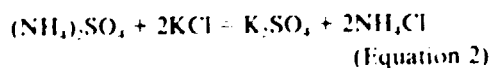
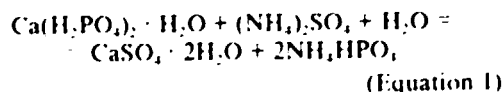
1. Mélange à sec d'engrais non granulés ou pulvérisés.
2. Granulation d'engrais mélangés à sec par des procédés où les réactions chimiques ne jouent pas un rôle essentiel.
3. Granulation d'engrais secs avec addition de produits réagissant chimiquement, d'ordinaire de l'ammoniac ou des solutions contenant de l'ammoniac et souvent de l'acide sulfurique ou phosphorique.
4. Granulation à partir de bouillie, où les produits à granuler sont sous forme de

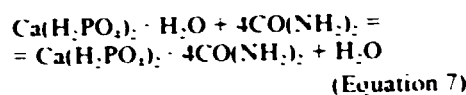
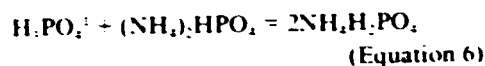
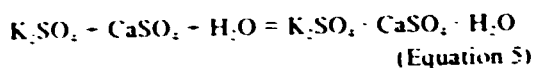
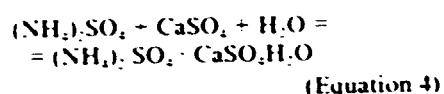
bouillie, provenant en général de la réaction d'acide sulfurique, nitrique ou phosphorique sur l'ammoniac ou le phosphate naturel ou un mélange de ces produits. Dans certaines variantes, des produits solides peuvent être ajoutés à la bouillie au cours de la granulation; dans d'autres, la bouillie contient dès le départ tous les composants.

5. Granulation de masses fondues où la totalité ou la plus grande partie du mélange à granuler est sous la forme d'un liquide fluide chaud, contenant d'ordinaire moins de 2% d'eau, qui se solidifie en se refroidissant.
6. Mélange en vrac consistant en un mélange à sec, par voie mécanique, d'engrais granulés soit simples, soit composés. Le mélange peut être commercialisé en vrac ou en sacs.
7. Engrais composés liquides, de deux types :
 - a) Liquides où tous les composants ou presque tous sont en solution, parfois appelés solutions fertilisantes ou engrais liquides limpides.
 - b) Suspensions ou bouillies qui sont des mélanges fluides contenant des solides, d'ordinaire en suspension dans une solution saturée d'engrais liquides.

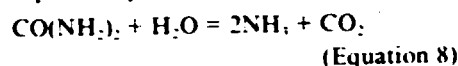
Les procédés 1, 2 et 6 (mélange à sec, granulation de mélanges secs, et mélange en vrac) sont parfois appelés procédés mécaniques, par opposition à ceux où les réactions chimiques jouent un rôle essentiel. Les produits obtenus par ces dernières méthodes peuvent être qualifiés de "mélangés chimiquement". Toutefois, de nombreuses réactions chimiques se produisent dans les engrais mélangés mécaniquement; elles sont parfois utiles, mais plus souvent nuisibles quant aux propriétés physiques des produits. Ces réactions vont plus loin et se produisent plus rapidement dans les procédés où la température et le degré d'humidité sont plus élevés. Elles sont moins marquées dans les mélanges en vrac, mais, même dans ce cas, certaines réactions pouvant nuire beaucoup à la qualité des produits peuvent avoir lieu.

Nous avons ci-dessous certaines des réactions chimiques pouvant le plus fréquemment se produire dans les mélanges à sec :

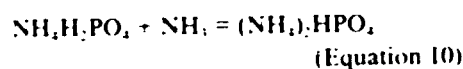
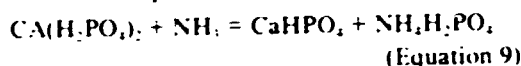




Les réactions ci-dessus et beaucoup d'autres qui peuvent se produire ont pour effet la croissance des cristaux ou l'absorption ou le dégagement d'eau, provoquant ainsi la prise en masse. L'urée forme plusieurs composés d'addition, non seulement avec le phosphate monocalcique conformément à l'équation 7, mais aussi avec le chlorure d'ammonium, le sulfate de calcium et l'acide phosphorique. Elle peut aussi s'hydrolyser :



Cette réaction peut se produire lentement dans les tas de stockage, suivant la température, la teneur en humidité et le degré d'acidité, ou plus rapidement au cours du séchage d'engrais composés. L'ammoniac dégagé dans la réaction 8 peut réagir avec le phosphate monocalcique du superphosphate ou avec du phosphate monoammoniaque :



Un grand nombre de ces réactions sont exothermiques et provoquent l'échauffement spontané des tas de stockage. L'élévation de température accélère la réaction, ce qui peut amener la température à un niveau où les nitrates se décomposent rapidement, dégagant des oxydes d'azote toxiques. Dans les mélanges acides contenant des nitrates et des matières organiques, on a parfois constaté une oxydation rapide provoquant des incendies.

1. Mélange à sec des engrais

L'un des plus anciens procédés de fabrication d'engrais composés est le composé mélange à sec. On pèse les quantités voulues d'engrais tels que le superphosphate simple ou triple, le sulfate d'ammonium, le nitrate de sodium et les sels de potassium, que l'on mélange mécaniquement, d'ordinaire dans un tambour rotatif. Les matières

Acide libre du superphosphate

premières sont en général concassées de façon à passer (par exemple) un tamis à mailles de 3,3 mm, avant ou après le mélange. Autrefois, on procédait à ce mélange à la main avec des râtaux, des houes ou des pelles; on continue encore d'agir ainsi dans certains pays, en particulier pour les petits lots.

Pour réduire la prise en masse qui se produit souvent au cours du stockage de ces mélanges, on ajoutait des produits volumineux tels que la poudre de coque de coton ou d'arachide, la balle de riz, les côtes de feuilles de tabac. On employait aussi des déchets organiques tels que la poudre de graines de coton, la farine de poisson ou les déchets d'abattoir séchés et moulus, qui apportaient en outre une certaine valeur nutritive supplémentaire. On ajoutait souvent du calcaire moulu pour neutraliser l'acidité du superphosphate et améliorer ses propriétés physiques.

Pour réduire la prise en masse, de nombreuses usines stockaient les mélanges dans des silos pendant plusieurs semaines afin que les réactions chimiques entre composants soient presque complètes. Il en résultait d'ordinaire une forte prise en masse; on broyait le produit et on le tamisait sur un tamis à maille de 3,3 mm avant ensachage. Ce traitement avait pour but de réduire la prise en masse après ensachage. Dans certains pays, on ammoniaquait légèrement le superphosphate, tant pour améliorer ses propriétés physiques que pour fournir une partie de l'azote. On employait pour cela soit de l'ammoniac anhydre, soit des solutions azotées contenant de l'ammoniaque et du nitrate d'ammonium ou de l'urée (voir chapitre X). Dans certains cas, on ammoniaquait séparément le superphosphate qui servait ensuite de produit de base pour la fabrication d'autres engrais composés; parfois aussi on ammoniaquait au cours du stade de mélange. Cette façon de faire réduit la solubilité dans l'eau du P_2O_5 ; dans les pays où cette solubilité était un critère de valeur commerciale, ce procédé, lorsqu'on l'employait, était limité au niveau nécessaire pour neutraliser la teneur en acide libre du superphosphate.

2. Granulation de mélanges d'engrais secs

Deux facteurs ont influencé le développement de la granulation des engrais composés :

1. La concentration de ces engrais a augmenté graduellement pour réduire les coûts du transport, de l'ensachage, du stockage et de la manutention. En général, plus la concentration est élevée, plus la prise en masse des produits non granulés pose des problèmes.
2. La mécanisation de matériel d'épandage des engrais s'est développée à mesure que la main-d'œuvre devenait plus rare et plus coûteuse. L'application mécanique exigeait des

engrais de fluidité fiable et fonctionnait au mieux avec des produits à granulométrie presque unique.

Les premiers procédés de granulation étaient considérés comme un stade s'ajoutant au mélange à sec antérieur. Le mélange sec pulvérisé était humidifié et traité mécaniquement de façon à obtenir des agglomérats de taille plus ou moins uniforme que l'on séchait et tamisait ensuite; le refus était broyé et recyclé soit vers le tamis, soit vers le granulateur et les particules trop fines vers le granulateur. Dans certains procédés, le produit était refroidi et enduit d'un produit tel que l'argile ou la terre d'infusoires (kieselguhr) pour éviter la prise en masse. Souvent, on pulvérisait sur les granules une petite quantité de produit pétrolier pour assurer l'adhérence de l'argile.

Dans les premiers stades de l'évolution de ces procédés, on a essayé des équipements et des procédés de granulation très divers et le perfectionnement continue. Parmi les types de granulateurs qui ont eu plus ou moins de succès, on peut citer : 1) les machines à extrusion, fournissant des pastilles cylindriques; 2) les bacs rotatifs, horizontaux ou inclinés, dont certains équipés d'ailettes; 3) les malaxeurs à hélice qui sont des auges en forme d'U, horizontales ou inclinées, munies d'ailettes ou de tiges tournant sur un ou deux arbres pour provoquer l'agglomération du produit et le déplacer le long de l'auge; 4) des tambours ou des tubes rotatifs, horizontaux ou légèrement inclinés, parfois munis d'agitateurs à l'intérieur; 5) des mélangeurs rotatifs en forme de poire analogues à des bétonneuses. Dans certains procédés, la granulation se produisait surtout dans le sécheur; le rôle du mélangeur était donc de préparer le produit en l'agitant et en l'humidifiant de façon à obtenir une consistance permettant une granulation efficace au cours du séchage. Nous ne décrivons que quelques-uns des procédés et des équipements les plus courants.

La mise au point des procédés de granulation par agglomération d'engrais secs s'est faite surtout en Grande-Bretagne et dans certains pays d'Europe. L'un des premiers procédés qui ont eu du succès a été le mélangeur Eirich, qui a été très utilisé dans divers pays, surtout en Europe. C'est un bac rotatif, d'ordinaire horizontal, muni d'ailettes tournant autour d'un axe décentré. On règle la granulation en ajoutant de l'eau et/ou de la vapeur. Cet appareil fonctionne en discontinu; les lots successifs sont envoyés à un convoyeur qui alimente le sécheur fonctionnant, lui, en continu. Bien employé, cet appareil peut fournir une excellente granulation des engrais composés, en particulier de ceux contenant du superphosphate. On l'emploie encore dans certaines usines pour les petits lots, mais il ne convient pas bien pour la production à grande échelle.

Le tambour ou le tube rotatif est devenu et est encore la méthode la plus répandue pour la granulation d'engrais composés en partant uniquement d'engrais secs. La figure 2 donne le diagramme d'acheminement d'une installation classique de ce genre. On appelle souvent ce procédé "granulation à la vapeur".

Les matières premières sont d'abord tamisées pour éliminer les grumeaux, que l'on broie, puis pesées par lots dans une trémie d'alimentation qui envoie le mélange, de façon continue, à un débit réglé, au granulateur. Celui-ci est parfois précédé d'un mélangeur. Le type le plus courant de granulateur est un cylindre tournant avec une bague de retenue à l'entrée, mais pas de bague à la sortie. Suivant la capacité prévue, son diamètre peut varier de 1,0 à 2,5 m et sa longueur de 3 à 10 m.

On envoie de la vapeur sous la couche de produit, à l'entrée, et l'on pulvérise de l'eau sur cette couche par des tuyères disposées en deux ou plusieurs points le long de l'axe. La granulation est réglée par les quantités de vapeur et d'eau ajoutées.

En théorie, il y a pour chaque mélange une proportion de phase liquide pour laquelle le rendement du granulateur est optimal. Cette phase liquide est formée de la teneur en humidité et des sels pouvant se dissoudre dans cette quantité d'eau. Comme la solubilité des sels employés comme engrais augmente avec la température, plus celle-ci est élevée, moins il faudra d'eau. Pour tout mélange donné, il y a donc, pour chaque température, une teneur optimale en humidité, que l'on peut représenter par une courbe comme celle de la figure 3. Le principal avantage de la granulation à la vapeur par rapport à l'emploi d'eau seule est que la granulation se produit pour une fiable teneur en humidité; il faut donc moins de séchage et les granules séchés sont plus denses et d'ordinaire plus solides.

A. T. Brook a donné un excellent compte rendu de l'évolution de la granulation à la vapeur et des facteurs importants de ce processus [1].

Nous avons déjà signalé l'importance de la température, de la teneur en humidité et de leur relation mutuelle. La température à la sortie du granulateur est habituellement de 70 à 95 °C; la teneur optimale en humidité dépend de la formule et peut varier de 2 à 7 %.

La vitesse de rotation du granulateur à tambour est très importante pour que les granules roulent en cascade les uns sur les autres. Brook a montré que la vitesse optimale est égale à 50 % de la vitesse critique, celle-ci étant définie comme la vitesse à laquelle le contenu serait entièrement collé sur les parois par la force centrifuge. La formule de Brook donnant la vitesse critique en tours/minute est $76,5/\sqrt{d}$, où d est le diamètre du

Figure 2. Installation classique de granulation d'engrais secs

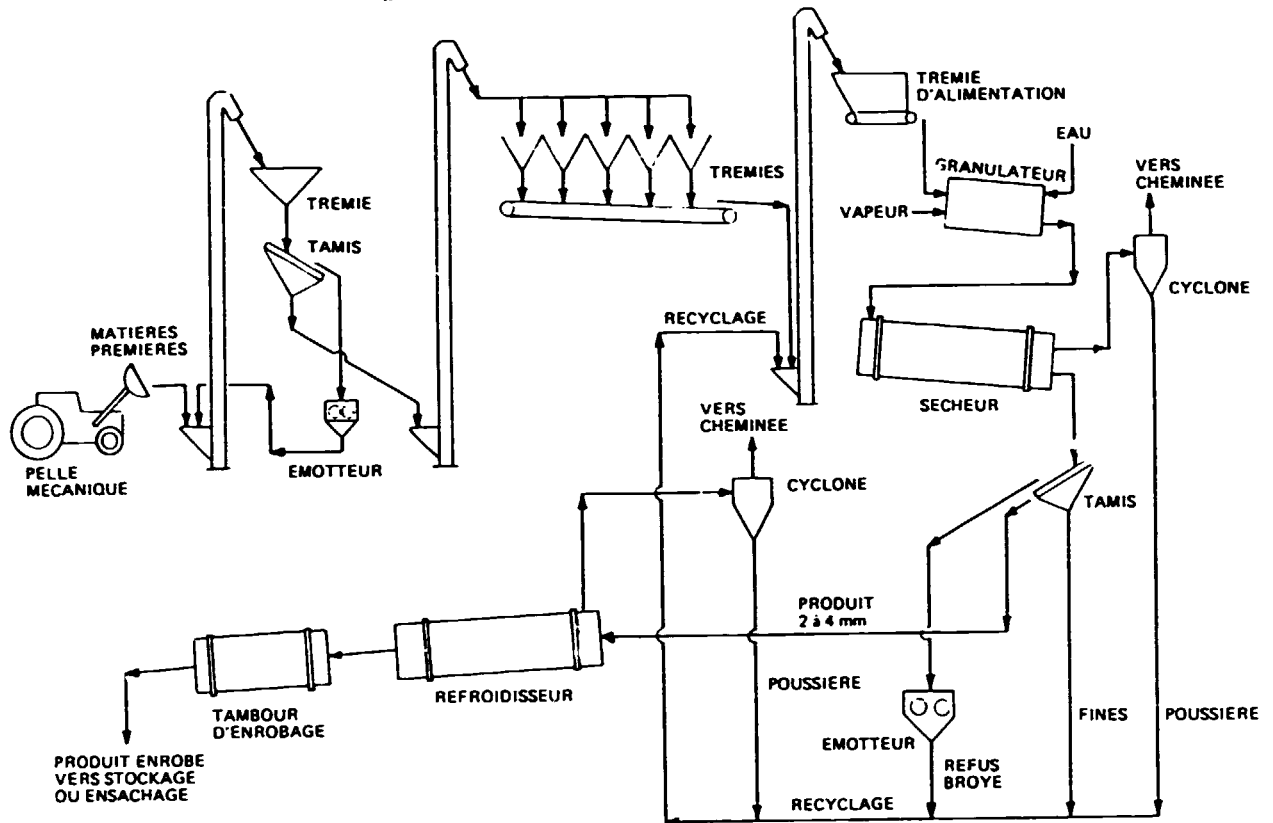
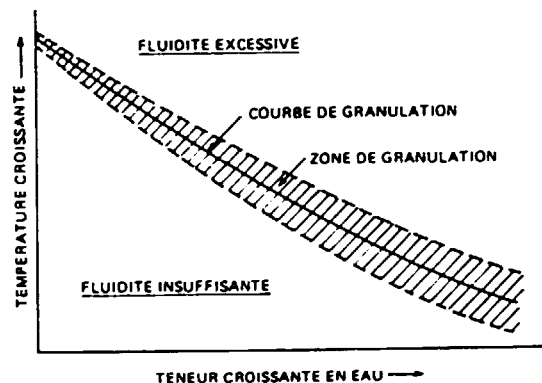


Figure 3. Rôle de la température et de la teneur en eau dans la granulation d'engrais



tambour en pieds; si ce diamètre est en mètres, la formule devient $42,3/d$. Par exemple, pour des diamètres de 1 et 2 m, les vitesses critiques sont 42,3 et 29,9 tr/min et les vitesses optimales sont environ 21,1 et 15,0 tr/min. Faire tourner de grands granulateurs à des vitesses relativement élevées peut entraîner certaines difficultés d'ordre mécanique, mais on peut obtenir des résultats satisfaisants à des vitesses quelque peu moindres.

On mesure couramment la capacité d'un granulateur par sa surface cylindrique intérieure:

on estime qu'une surface de 20 à 30 pieds carrés par tonne courte de produit et par heure est satisfaisante [2]. En unités métriques, l'équivalent est à peu près 3 à 4 m²/tm/heure. Un granulateur de 2,0 m de diamètre et de 6,0 m de long aura une surface intérieure d'environ 37,7 m² et une capacité approximative de 9 à 12 tonnes métriques de produit par heure, pour fournir le meilleur résultat. On peut obtenir une granulation acceptable à des débits bien plus élevés.

La couche doit être assez épaisse, à l'entrée, pour pouvoir absorber la vapeur provenant de la tuyère. Il semble sans intérêt d'accroître cette épaisseur au moyen d'une bague de retenue à la sortie et cela augmente inutilement l'énergie nécessaire pour la rotation du granulateur.

La plasticité du mélange est importante, mais difficile à définir et à mesurer. Des sels purs tels que le chlorure et le sulfate de potassium, le nitrate et le sulfate d'ammonium sont peu plastiques et sont très difficiles à granuler. Les superphosphates, simple et triple, ont une bonne plasticité et les mélanges qui en contiennent sont faciles à granuler. Les phosphates d'ammonium obtenus au moyen d'acide fabriqué par voie humide ont une plasticité proportionnelle à leur teneur en impuretés. On peut granuler des

formules de faible plasticité en ajoutant des liants tels que l'argile.

La granulométrie des matières premières a une certaine influence sur l'efficacité de la granulation [3]. Il est utile qu'elles contiennent une proportion de particules assez grosses pour servir de noyaux aux granules. Pour cette raison, on préfère des sels potassiques de qualité grossière pour granuler certaines formules, dont la granulation serait difficile dans d'autres conditions.

Brook donne des exemples d'un rendement de la granulation de l'ordre de 80 %, obtenu de façon régulière [1]. Ce rendement est défini comme le pourcentage du produit quittant le granulateur qui se trouve dans l'intervalle de granulométries désiré, qui était, dans le cas des exemples de Brook, soit 1,8 à 4,0 mm, soit 2,0 à 3,75 mm. Le rendement de la granulation pour l'ensemble de l'installation peut être supérieur ou inférieur à celui mesuré au granulateur, à cause de l'émottage ou de la prise en masse pouvant se produire dans le sécheur, dans le refroidisseur et dans les appareils accessoires. Cependant, on peut, dans un atelier fonctionnant bien, arriver à des rapports recyclage/produit de 0,3 à 0,5.

La quantité de vapeur nécessaire peut varier, suivant la formule. Brook donne des exemples de 75 à 90 kg de vapeur à basse pression par tonne de produit.

On a employé des méthodes autres que l'injection de vapeur pour obtenir la température de granulation désirée. Dans certaines usines, on envoie des flammes de gaz sur la surface du produit dans le granulateur. L'enveloppe du sécheur peut être chauffée. L'emploi d'eau chaude au lieu d'eau froide aide à économiser la vapeur. Certaines usines adoptent, comme source d'azote, une solution chaude de nitrate d'ammonium. Il est fréquent que l'on fournisse de la chaleur par des réactions chimiques; cette pratique sera étudiée dans la section suivante.

Les formules utilisées pour granuler des engrais secs pendant les années 50 comprenaient surtout du sulfate d'ammonium, du superphosphate simple et triple et du chlorure de potassium. Le dosage a été accru peu à peu en remplaçant le sulfate d'ammonium par le nitrate d'ammonium (à l'état solide ou dissous) ou par de l'urée. Le superphosphate simple a été peu à peu remplacé par le superphosphate triple ou par le phosphate monoammonique en poudre. Pendant cette transition, un grand nombre des principales usines européennes passèrent à des procédés à base de bouillie utilisant le phosphonitrate d'ammonium (chapitre XIV) ou les nitrophosphates (chapitre XV). Toutefois la granulation des engrais secs est encore un procédé utile pour les petites usines, tant en Europe que dans de nombreux pays en développement.

Le reste de l'installation, après le granulateur, est généralement le même dans tous les procédés; il se compose d'un sécheur, d'un refroidisseur, des appareils nécessaires pour le tamisage, le dépoussiérage et le recyclage des fines et du refus.

En cas de granulation à sec, le tamisage suit souvent le séchage et les fines sont alors recyclées vers le granulateur quand elles sont encore chaudes, pour économiser de la chaleur. Le refus est broyé et recyclé vers le granulateur ou vers le sécheur, quelquefois vers les tamis; comme il peut être incomplètement séché, il est souvent préférable de le recycler, après broyage, vers le sécheur plutôt que vers les tamis. Dans la plupart des usines européennes, le produit refroidi est conditionné par enrobage avec 0,3 à 1,0 % d'huile, puis avec 1 à 2 % d'argile.

La granulation à l'eau et à la vapeur est un procédé utile pour les petites usines, en particulier lorsqu'il est difficile de se procurer des acides et du gaz ammoniac. Whyte a décrit une usine moderne de ce type implantée en Ecosse [4]. Les quatre types de produits qu'elle fournit montrent bien sa souplesse d'utilisation :

1. Engrais composés à base de superphosphate simple, tels que 9-9-9 et 6-15-6.
2. Engrais composés à base de phosphate monoammonique non granulé, tels que 10-20-15, 12-12-18 et 15-10-10.
3. Engrais composés à base d'urée et de phosphate monoammonique ou diammonique non granulé, tels que 20-10-10.
3. Engrais composés à base d'urée et de phosphate monoammonique ou diammonique non granulé, tels que 20-10-10.
4. Engrais NPK à base de matières organiques, destinés à l'horticulture.

Compaction par rouleaux

Cette méthode de granulation des mélanges d'engrais secs est relativement nouvelle. Contrairement aux autres procédés de granulation, elle fonctionne au mieux pour de faibles teneurs en humidité telles que 0,5 à 1,5 %, ce qui élimine la nécessité du séchage et du refroidissement.

Cette méthode est employée à grande échelle pour granuler le sulfate d'ammonium et le chlorure de potassium; elle est décrite dans le chapitre XVIII (Engrais potassiques). On s'en sert peu pour les engrais composés; cependant, un mémoire récent décrit une usine allemande fabriquant de petits lots d'engrais granulés, pour des usages spéciaux, à un taux de 3 à 7 t/h [5]. Cette méthode est difficilement applicable à certains produits, mais en revanche permet fort bien d'en granuler d'autres pour lesquels les autres procédés sont d'une application difficile.

L'un des avantages de la méthode est que des températures élevées ne sont pas nécessaires; on peut faire figurer sans danger dans la formule des engrais organiques sensibles à la chaleur. Bien que de grandes unités soient en service, les économies d'échelle sont assez faibles et de petites unités peuvent donc être rentables. Il est facile de fabriquer de petits lots de différente qualité, car il faut peu de temps pour passer d'une qualité à une autre et la quantité en cours de traitement est faible.

Pour les engrais composés, l'un des inconvénients est que les différents corps figurant dans la formule pourraient réagir ensemble après granulation, ce qui peut provoquer dans certains cas la désintégration des granules. Certaines réactions possibles des engrais mélangés à sec ont été signalées plus haut dans le présent chapitre.

Les granules compactés ont en général la forme de blocs anguleux, non de sphères. Cela n'a pas une importance particulière, mais peut déplaire aux cultivateurs habitués à des granules bien arrondis.

3. Granulation d'engrais secs avec addition de produits réagissant chimiquement

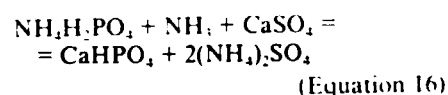
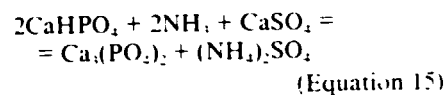
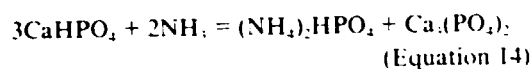
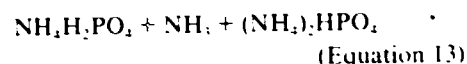
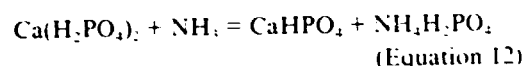
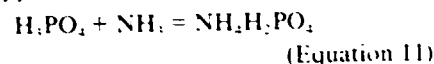
La granulation s'est développée plus tard aux Etats-Unis qu'en Angleterre et dans les autres pays européens et son évolution a été différente. A l'exception de quelques-unes des premières usines, la granulation s'est fondée aux Etats-Unis sur les réactions chimiques. Au début la principale réaction était celle de l'ammoniac sur les superphosphates; ensuite on a ajouté de l'acide sulfurique ou phosphorique avec une nouvelle quantité d'ammoniac.

Certaines des raisons de cette différence sont les suivantes :

1. L'action de l'ammoniac sur les superphosphates était déjà d'usage courant aux Etats-Unis avant le début de la granulation. On disposait de solutions azotées contenant de l'ammoniac et du nitrate d'ammonium ou de l'urée; c'était en général la forme le meilleur marché d'azote dont pouvaient disposer les fabricants d'engrais composés.
2. L'action de l'ammoniac sur les superphosphates réduit leur solubilité dans l'eau, ce qui a peu d'importance aux Etats-Unis où la norme pour les engrais phosphatés concerne la solubilité dans du citrate d'ammonium neutre, tandis qu'en Angleterre, et dans certains autres pays, c'est la solubilité dans l'eau qu'on emploie pour évaluer la teneur en P_2O_5 des engrais.

Les réactions qui se produisent lorsqu'on fait agir l'ammoniac sur le superphosphate et leur

influence sur la solubilité dans l'eau ont été étudiées par Keenan et plus tard par Whyte, Hardesty et Ross [6, 7]. Nous les indiquons ci-dessous dans l'ordre où l'on croit qu'elles se produisent :



Les équations 11 et 12 s'appliquent au superphosphate simple comme au superphosphate triple.

Les équations 13 et 14 s'appliquent au superphosphate triple (en l'absence de $CaSO_4$).

Les équations 15 et 16 s'appliquent au superphosphate simple (en présence de $CaSO_4$).

Dans l'action de l'ammoniac sur le superphosphate triple, où le sulfate de calcium est absent ou présent en petite quantité, les réactions 11 et 13 ne modifient pas la solubilité du P_2O_5 dans l'eau, la réaction 12 la diminue d'environ 50% et la réaction 14 l'augmente. Dans des expériences à l'échelle de l'usine pilote, Yates *et al.* ont déterminé l'influence sur la solubilité dans l'eau du P_2O_5 qu'exerce l'action de l'ammoniac sur le superphosphate triple [8]. Les résultats sont repris dans la figure 4. Il est évident que les résultats de l'expérience ont été à peu près conformes à la théorie : à mesure que l'action de l'ammoniac était plus forte, la solubilité dans l'eau diminuait jusqu'à un minimum d'environ 50%, puis augmentait un peu.

Dans le cas du superphosphate simple, le sulfate de calcium participe à la réaction, comme le montrent les réactions 15 et 16, de sorte que la solubilité dans l'eau du P_2O_5 continue à diminuer quand l'action de l'ammoniac devient plus forte. Les données expérimentales de la figure 5 confirment cet effet : la solubilité dans l'eau tombait à 20% quand le rapport moléculaire NH_3/P_2O_5 atteignait 2,8. Le composé phosphaté qui se forme dans les réactions 14 et 15 est considéré comme du phosphaté tricalcique, $Ca_3(PO_4)_2$, mais des études plus récentes ont montré qu'il se forme un composé apatitique, soluble dans le citrate d'ammonium neutre, mais non dans le citrate alcalin.

Figure 4. Effet de l'action de l'ammoniac sur la solubilité dans l'eau du P. O. contenu dans le superphosphate triple

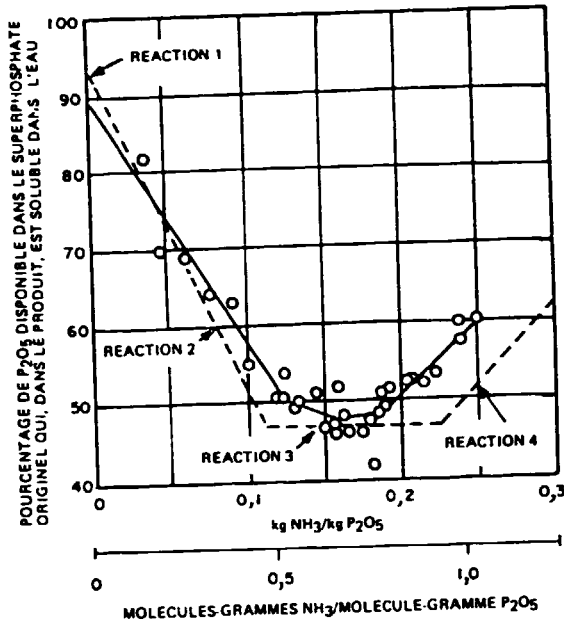
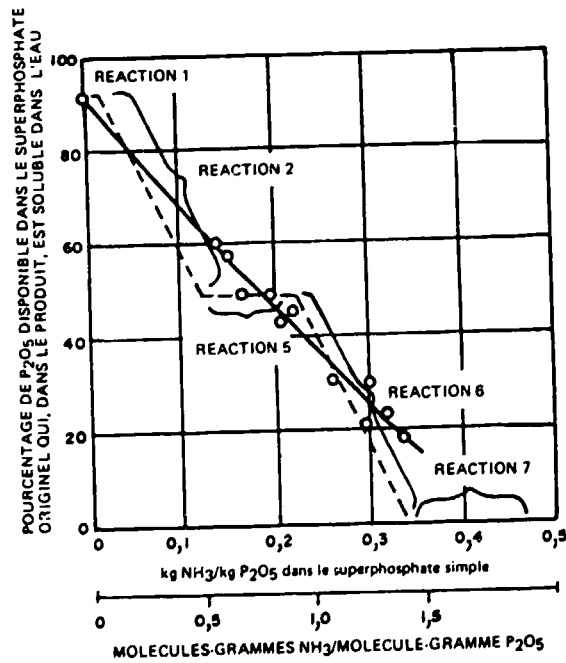


Figure 5. Effet de l'action de l'ammoniac sur la solubilité dans l'eau du P. O. contenu dans le superphosphate simple

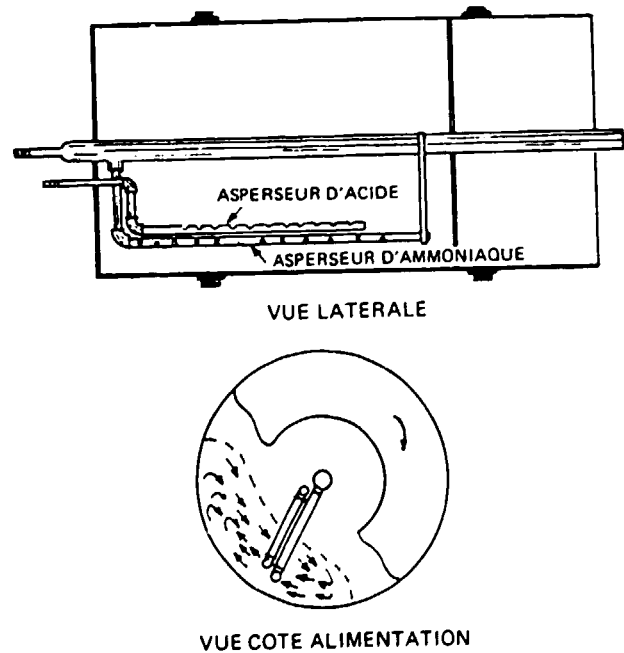


Le phosphate dicalcique, formé dans les réactions 12 et 16, se dissout dans l'un et dans l'autre.

La mise au point par la TVA d'un ammoniateur-granulateur fonctionnant en continu a eu un effet significatif sur le développement des procédés de granulation aux Etats-Unis. A l'ori-

gine, le but était d'obtenir une meilleure action de l'ammoniac sur le superphosphate qu'avec les mélangeurs fonctionnant en discontinu qui étaient d'usage courant [8], mais on a constaté que la granulation se produisait souvent au cours de cette réaction et qu'on pouvait la réguler en ajoutant de l'eau ou de la vapeur ou en ajustant la formule de façon à fournir assez de chaleur d'origine chimique; par ce dernier moyen on est parvenu à amener le mélange à une température comprise entre 80 et 100 °C, ce qui permet de granuler avec une teneur minimale en humidité [9]. Quand la chaleur des réactions était insuffisante, on ajoutait de l'acide sulfurique ou phosphorique et une quantité supplémentaire d'ammoniac. En 1953, on a procédé, dans l'usine pilote de la TVA, à des démonstrations de granulation de deux dosages, 6-12-12 et 10-20-20; en 1962, on connaissait aux Etats-Unis 164 usines utilisant le procédé de la TVA; elles constituaient probablement à peu près les deux tiers de toutes les installations de granulation du pays. Plus tard, on modifia le procédé pour traiter une bouillie produite par la réaction de l'ammoniac ou d'une solution ammoniaquante sur l'acide sulfurique ou phosphorique, destiné aux formules où la chaleur de la réaction était au contraire trop forte pour qu'on puisse lui permettre de se dégager dans l'appareil; cette façon de faire finit par être adoptée pour tous les procédés partant d'une bouillie. L'ammoniateur-granulateur de la TVA est décrit dans le brevet américain 2 729 554. La figure 6 est un croquis de l'une des premières

Figure 6. Croquis d'un ammoniateur-granulateur d'une usine pilote de la TVA



unités d'usine pilote de la TVA, la figure 7 un croquis d'une grande unité utilisée par la TVA pour la granulation de bouillie et la figure 8 un diagramme classique d'une usine utilisant un ammoniateur-granulateur de la TVA.

Au cours des 15 dernières années, la TVA a recueilli de nombreuses formules pour la granulation avec action de l'ammoniac ayant donné d'excellents résultats dans des conditions réelles de fabrication dans les usines utilisant un ammoniateur-granulateur de la TVA. Ces formules ont servi à calculer les coefficients empiriques de phase liquide (voir tableau 1) qui, à leur tour, ont permis de déterminer, pour chaque formule, le poids total de la phase liquide, qu'on obtient en multipliant le poids de chaque matière première utilisée par le coefficient de phase liquide correspondant. Pour calculer la chaleur totale, on multiplie le poids d'ammoniac qui réagit avec

Figure 7. Vue ouverte d'un grand ammoniateur-granulateur

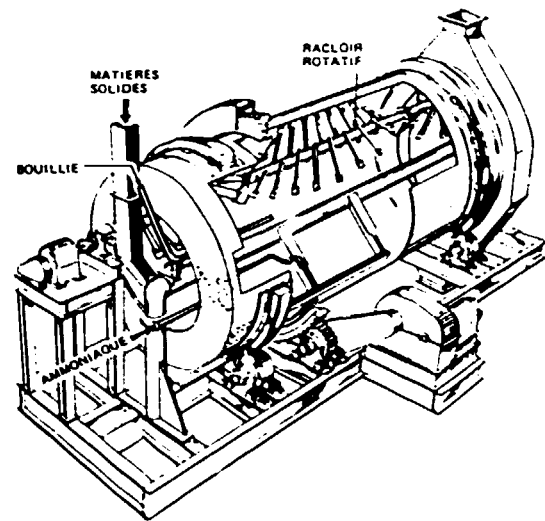
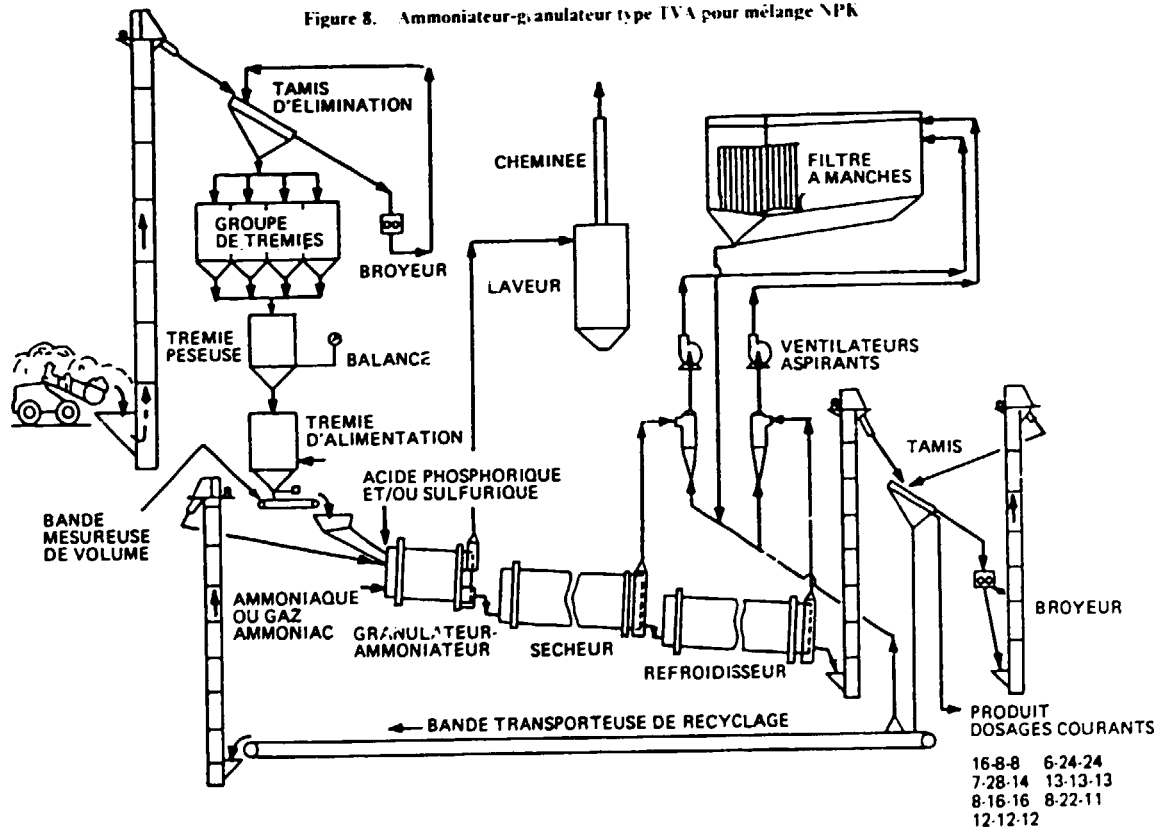


Figure 8. Ammoniateur-granulateur type TVA pour mélange NPK



chaque matière première par la chaleur de réaction correspondante (voir tableau 2). L'expérience a montré que, d'ordinaire, la granulation est bonne quand la quantité totale de chaleur d'origine chimique est comprise entre 160 000 et 180 000 Btu/tonne courte de produit (44 441-49 997 kcal/tm), pourvu que le total de la phase liquide soit compris entre 600 et 800 livres/tonne

courte (300 à 400 kg/tm). Tous ces coefficients ont été incorporés dans un programme d'ordinateur qui sert, pour les installations de ce type, à déterminer les formules les moins coûteuses [10].

La combinaison de réactions chimiques avec la granulation a été utilisée dans divers autres procédés. Dans certains cas, l'action de l'ammoniac et la granulation se faisait dans un

TABLEAU 1. COEFFICIENTS EMPIRIQUES DE PHASE LIQUIDE DANS UNE FORMULE POUR LA GRANULATION

Matière première	Phase liquide (P.L.) de matières premières (0,4-0,7)
Ammoniac anhydre	0,50
Solution ammoniacale	1,00
Acide orthophosphorique ou sulfurique	1,00
Acide superphosphorique	1,00
Farose vapeur	2,00
Sulfate d'ammonium	0,10
SSP	0,10
ISP	0,20
KCl en granules	0,50
KCl fin	0,00
30-10-0 à 25-25-0	0,50
18-46-0	0,25
21-53-0	0,20
MAP	0,20

Pour calculer le poids total de la phase liquide, on multiplie le poids de chaque matière première entrant dans la composition de la formule par le coefficient empirique approprié. Pour une bonne granulation, le poids total doit être d'environ 600 lb (tonne courte) (300 kg) par tonne, mais ceci est une question de réglage.

mais on ne dispose pas de chiffres sur la part des divers procédés.

4. Granulation de bouillie

Ces procédés peuvent être définis comme ceux où la totalité ou la plus grande partie des matières premières sont en forme de bouillie. Celle-ci est d'ordinaire préparée par réaction d'acide nitrique, phosphorique ou sulfurique, ou d'un mélange de ces acides, sur l'ammoniac et, dans certains cas, le phosphate naturel.

Ces procédés ont été décrits dans les chapitres XIV et XV sous les rubriques "Phosphates d'ammonium", "Phosphates-sulfates d'ammonium", "Phosphates-nitrates d'ammonium", "Phosphates d'ammonium-urée" et "Nitrophosphates". Dans chacun de ces procédés, des produits solides tels que des sels potassiques peuvent être ajoutés à la bouillie avant granulation ou mélangés avec elle dans le granulateur pour produire divers engrais composés NPK. Dans

TABLEAU 2. CHALEUR DE REACTION L'AMMONIAC REAGISSANT AVEC DIVERSES MATIERES PREMIERES

Matière première	Btu/lb NH ₃			Kcal/kg NH ₃		
	NH ₃ gaz	NH ₃ liquide	NH ₃ solution ^a	NH ₃ gaz	NH ₃ liquide	NH ₃ solution ^a
Acide phosphorique ^b (réaction au MAP)	3 402	2 465	2 200	1 890	1 369	1 222
Acide phosphorique ^b (réaction au DAP)	2 719	1 782	1 517	1 511	990	843
Réaction du MAP au DAP	2 036	1 099	834	1 131	611	463
Superphosphate triple	2 845	1 908	1 643	1 581	1 060	913
Superphosphate simple	2 630	1 693	1 428	1 461	941	793
Acide sulfurique	3 898	2 961	2 696	1 866	1 645	1 498

^aNH₃ dans une solution ammoniacale d'NH₃·SH₂·NO·H₂O

^bConcentration d'acide phosphorique environ 54%. Le produit (MAP ou DAP) est considéré comme étant en phase solide.

malaxeur à hélice. Dans certaines usines qui possédaient des mélangeurs à tambour fonctionnant en discontinu pour la fabrication de mélanges non granulés, l'appareil a été modifié et est devenu un mélangeur-ammoniateur-granulateur combiné.

Le nombre d'usines de granulation d'engrais composés en service aux Etats-Unis est tombé d'un maximum d'environ 250 en 1962 à 118 en 1976; celles qui subsistent sont les plus grandes. D'après une estimation de 1976 de Hargett et Sills, 58% des engrais composés vendus aux Etats-Unis étaient des mélanges en vrac, 14% des mélanges en vrac et 28% des granulés (obtenus par mélange chimique) [11]. Le mélange en vrac et les mélanges de liquides ont donc en grande partie été remplacés la granulation comme méthode de fabrication d'engrais composés.

En plus la plupart des autres pays, les engrais composés sont surtout produits par granulation,

certaines procédés, une partie des réactions chimiques peuvent se produire dans le granulateur. Celui-ci est en général un tambour rotatif ou l'un ou l'autre type de malaxeur à hélice. Le produit recyclé est ajouté, d'ordinaire dans le granulateur, en proportion suffisante pour ramener la phase liquide au niveau voulu pour la granulation.

Le Spherodizer (marque déposée), mis au point par C. and I. Girdler, est un granulateur à tambour asperseur combinant la granulation et le séchage. Le "Spherodizer à froid", servant à granuler et refroidir les mattes fondues de nitrate d'ammonium ou d'urée, a été décrit dans le chapitre IX. Le "Spherodizer à chaud" est employé pour granuler et sécher des bouillies. Il est aujourd'hui très employé pour les nitrophosphates et depuis une époque plus récente, pour les phosphonitrates d'ammonium. On a aussi granulé et séché avec succès des mélanges de phosphate

d'ammonium et d'urée [12]. Dans le procédé à chaud, la bouillie neutralisée contenant des sels potassiques est pulvérisée contre un rideau tombant de particules solides dans un tambour rotatif; des palettes placées dans le tambour soulèvent les particules et les envoient à travers la pulvérisation. En même temps, on insuffle de l'air chaud, normalement à 180 à 200 C, pour le séchage. Comme les granules traversent un grand nombre de fois la pulvérisation avant de quitter le tambour, on obtient une granulation stratifiée et l'eau s'évapore rapidement. La plupart des granules quittant le tambour ont la taille voulue, une faible proportion seulement est recyclée. On obtient ainsi des granules durs, bien arrondis, de granulométrie presque unique, en général considérés comme d'excellente qualité. La taille des granules peut varier, mais, en Europe, elle est en général de 2 à 4 mm.

Un inconvénient du Spherodizer est que, pour une capacité élevée, il faut des unités très grandes ou multiples. Pour un diamètre de 3,0 à 3,6 m, la capacité est de 250 à 300 t/j, pour 4,25 m de 500 à 700 t/j et la plus grosse unité, de 4,50 m de diamètre et de 12,0 m de long, fonctionne à 600 t/j, bien que la capacité puisse être plus grande. Une unité de 5,25 m de diamètre a été projetée pour des capacités de 1 000 à 1 300 t/j. La livraison de ces grandes unités est difficile, à moins que l'usine ne soit accessible par voie d'eau.

Le Spherodizer doit être alimenté uniquement par des bouillies, ce qui pourrait obliger à ajouter de l'eau pour des dosages à teneur anormalement élevée en potasse.

Un autre exemple de séchage pendant la granulation est fourni par le granulateur à double tambour avec recyclage interne des Scottish Agricultural Industries. Le tambour extérieur a 15 pieds de diamètre et 30 pieds de long (4,6 × 9,1 m), le tambour intérieur 9 pieds de diamètre (2,7 m). La vitesse de rotation est de 14 tr/min [4].

On neutralise par de l'ammoniaque, en deux stades, des mélanges d'acide nitrique à 65 à 69 % et d'acide phosphorique à 28 à 39 % de P₂O₅, de façon à obtenir un pH compris entre 4,5 et 6,0. La chaleur de la réaction évapore une grande partie de l'eau et la solution neutralisée n'en contient qu'environ 10 %; sa température est de 140 à 145 C. Cette solution est injectée dans le granulateur par un asperseur placé sous la couche roulante dans le tambour extérieur. Les granules quittant celui-ci sont élevés par des godets intérieurs et envoyés dans le tambour intérieur où l'on ajoute les sels potassiques et le recyclage. Le contenu de ce tambour intérieur tombe par gravité dans le tambour extérieur; le recyclage intérieur est estimé à 500 t/h. On fait passer dans le tambour extérieur, pour le séchage, de l'air chauffé en faisant brûler un combustible. On

prélève une partie du produit quittant le tambour extérieur pour tamisage entre les limites de 1,5-3,5 mm. Les fines et les grosses particules sont recyclées dans le tambour intérieur. Les granules quittant le granulateur-sécheur ont une teneur en humidité de 0,3-0,8 % et une température de 75 à 95 C suivant le dosage. Les granules de la granulométrie voulue sont refroidis à 35 C dans un refroidisseur à lit fluidisé puis enduits d'huile et d'argile dans un tambour rotatif. Les dosages sont de 15 1/2-15 1/2-21 à 27-7-7.

Un autre procédé de séchage au cours de la granulation est le procédé à lit fluidisé mis au point par Montecatini et décrit par Arzani [13]: une bouillie neutralisée de phosphonitrate d'ammonium est mélangée avec des sels potassiques et le recyclage dans un granulateur conique à "lit soufflé" en même temps qu'un flux de gaz chaud. Au centre du lit, où la vitesse du gaz est maximale, les granules se déplacent vers le haut, tandis qu'à la périphérie ils vont vers le bas; il y a donc une circulation. Chaque passage à travers la pulvérisation ajoute aux granules une mince couche.

Berquin a signalé une modification de cette technique pour la granulation des engrais [14]. La matière première peut être une solution ou une bouillie, avec un flux de gaz chaud pour le séchage, ou une masse fondue avec un flux d'air non chauffé pour le refroidissement. En outre d'engrais composés tels que 17-17-17, on a granulé, à titre d'essai, divers dosages de phosphate et de sulfate-phosphate d'ammonium, ainsi que de l'urée, d'autres engrais azotés, et du superphosphate triple. Les granules sont durs, bien arrondis et de granulométrie voisine. On a signalé des rapports de recyclage de l'ordre de 2/1. Ando a annoncé en 1970 qu'un procédé de granulation en lit fluidisé ou soufflé avait été mis au point au Japon par Ube Industries et était employé dans l'industrie pour granuler des engrais composés [15].

Combiner la granulation et le séchage a évidemment l'avantage de supprimer un élément d'équipement important. De plus, la chaleur employée pour le séchage peut être utilisée plus efficacement qu'elle ne serait dans un sécheur séparé, à haut rapport de recyclage.

5. Procédés de granulation de masse fondue

Comme le sécheur est d'ordinaire l'unité la plus volumineuse et la plus coûteuse d'une installation de granulation, l'avantage des procédés utilisant une masse fondue est de l'éliminer; en outre, on économise le combustible nécessaire au séchage. Il faut d'ordinaire de l'énergie pour évaporer de l'eau à l'un ou l'autre stade du procédé en concentrant l'acide phosphorique ou en faisant

évaporer l'eau de solutions pour obtenir une masse fondue, ce qui compense en partie l'économie réalisée sur le séchage. Cependant, l'énergie est utilisée plus efficacement pour évaporer l'eau de solutions que pour sécher des produits granulés; il y a donc une certaine économie nette. De plus, dans certaines combinaisons de procédés, la chaleur de la réaction suffit à faire évaporer toute l'eau. Par exemple, on peut, sans apport extérieur de chaleur, obtenir de l'acide phosphorique à 50 % ou plus de P_2O_5 (chapitre XIII) et de l'acide nitrique à 65 à 75 %. La chaleur de la réaction de ces acides avec l'ammoniaque peut suffire à faire évaporer l'eau contenue. La production d'acide sulfurique fournit une énergie excédentaire, sous forme de vapeur, qui peut servir à concentrer d'autres acides ou des solutions. De plus, la réaction de l'acide sulfurique sur l'ammoniaque est très exothermique. Les mélanges d'acide sulfurique avec de l'acide phosphorique et/ou de l'acide nitrique fournissent souvent assez d'énergie par leur réaction avec l'ammoniaque pour donner des masses fondues.

Les procédés de granulation de masses fondues ont été décrits au chapitre XIV pour le phosphate monoammonique, le phosphate-nitrate d'ammonium (APN) et l'urée-phosphate d'ammonium (UAP), au chapitre VIII pour les engrais azotés. Dans ces procédés, on peut ajouter des sels potassiques et d'autres matières solides pour obtenir des engrais NPK granulés. Les procédés d'obtention de granulés à partir de masses fondues comprennent l'écaillage (solidification sur la surface refroidie à l'eau d'un tambour ou d'une bande), le prillage, la granulation en bac, en tambour pulvérisateur, en tambour rotatif et en malaxeur.

Le procédé Fisons est utilisé dans l'industrie anglaise [16]. Les premières recherches de Fisons ont montré que le mélange eutectique de nitrate d'ammonium et de phosphate monoammonique fondait à une température très inférieure même à la température de fusion du nitrate d'ammonium, 170 °C. En pratique, on obtient la masse fondue en faisant réagir de l'acide phosphorique à 50 % de P_2O_5 , obtenu par voie humide, avec l'ammoniaque dans des réservoirs munis d'agitateurs, avec addition d'une solution de nitrate d'ammonium à 92 %. A ce stade, le rapport NH_3/PO_4 est maintenu au-dessous de celui correspondant au phosphate monoammonique (MAP), pour éviter les pertes d'ammoniaque. Au cours d'un second stade, la réaction avec l'ammoniaque s'achève pour donner du MAP et l'eau est évaporée par un flux d'air chaud à contre-courant dans une colonne de strippage. La masse fondue pourrait être granulée par écaillage ou par toute autre méthode courante. En pratique, on se sert de granulateurs à tambour rotatif, du fait qu'ils

existent dans les installations classiques de granulation.

Le procédé au réacteur tubulaire de la TVA est appliqué depuis plusieurs années pour donner des masses fondues ou des solutions de polyphosphate d'ammonium. Un atelier de démonstration fonctionne à Muscle Shoals, dans l'Alabama; il produit 16 t/h d'APP granulé (11-55-0 à 11-57-0 ou 28-28-0) [17]. La figure 9 est un diagramme d'acheminement du procédé. L'acide phosphorique à 54 % de P_2O_5 est en partie préneutralisé dans une tour de pulvérisation; ensuite il réagit avec du gaz ammoniac préchauffé dans un réacteur tubulaire en acier inoxydable 316L, d'environ 15 cm de diamètre et 3 m de long, à une température de 210 à 230 °C. La masse fondue qui mousse lorsqu'on se sert d'acide noir de Floride est envoyée à un éliminateur de vapeur puis à un malaxeur à hélice pour granulation avec des fines recyclées refroidies. Le produit contient environ 15 à 25 % de P_2O_5 sous forme de polyphosphates, surtout du pyrophosphate. On régule la proportion de polyphosphates par le degré de préchauffage de l'ammoniac et de l'acide et par la concentration de ce dernier. Pour obtenir 28-28-0, on ajoute de l'urée fondue aux fines recyclées dans le malaxeur, près de l'entrée.

Au cours d'essais à l'usine pilote, on a utilisé avec succès un granulateur à tambour rotatif et l'on a ajouté des sels potassiques pour obtenir plusieurs dosages de NPK. L'urée peut être ajoutée sous forme fondue ou sous forme solide, ou l'on peut se servir de nitrate d'ammonium, également sous l'une ou l'autre forme. L'éliminateur de vapeur n'est pas nécessaire dans ce cas, parce que la vapeur se dégage de la masse fondue dans le granulateur. On peut aussi supprimer le préneutraliseur et récupérer dans un laveur à acide phosphorique la petite proportion d'ammoniaque qui existe dans la vapeur quittant le granulateur. La solution de phosphate d'ammonium du laveur est renvoyée au granulateur. Le produit granulé chaud contient une quantité de chaleur suffisante pour faire évaporer l'eau de la solution de lavage. Dans certaines variantes, on ajoute une nouvelle quantité d'ammoniaque dans le granulateur. La figure 10 montre la combinaison granulateur-réacteur tubulaire de l'usine et la figure 11 est un diagramme de l'ensemble de celle-ci.

Dans une autre variante du procédé de la TVA, on emploie le réacteur tubulaire en T où les acides sulfurique et phosphorique réagissent avec l'ammoniaque pour former une masse fondue, qui est pulvérisée dans le granulateur à tambour rotatif [18]. L'emploi d'acide sulfurique augmente la chaleur de réaction, de sorte qu'on peut obtenir une masse fondue avec des concentrations d'acide phosphorique inférieures à 54 % de P_2O_5 , ou sans

Figure 9. Procédé de la TVA (réacteur tubulaire et malaxeur) pour la fabrication de polyphosphate d'ammonium-urée granulé

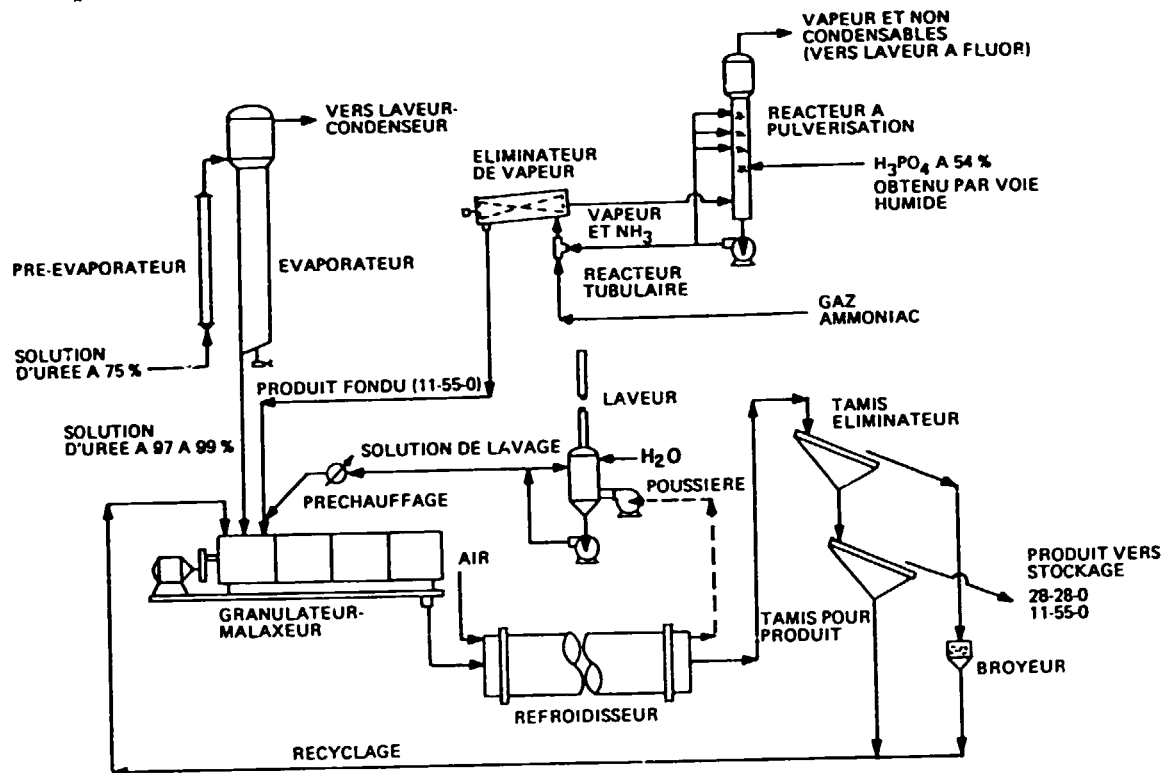


Figure 10. Croquis du réacteur tubulaire et du granulateur à tambour rotatif

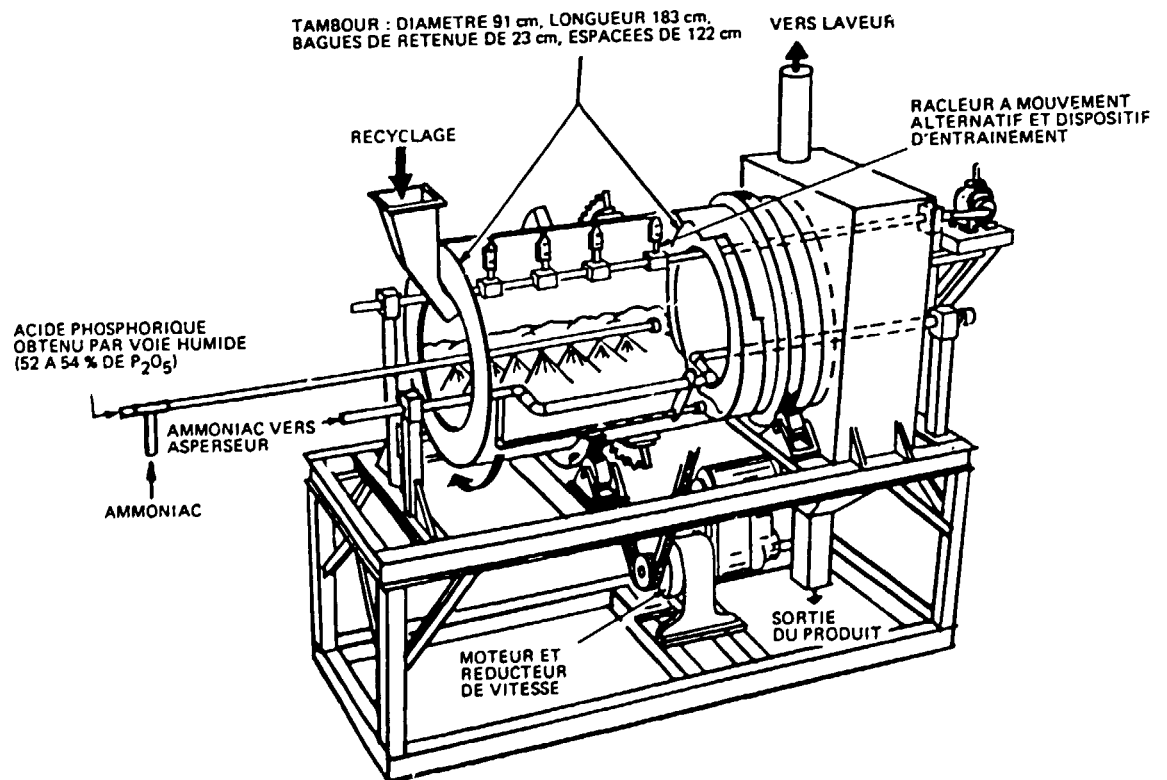
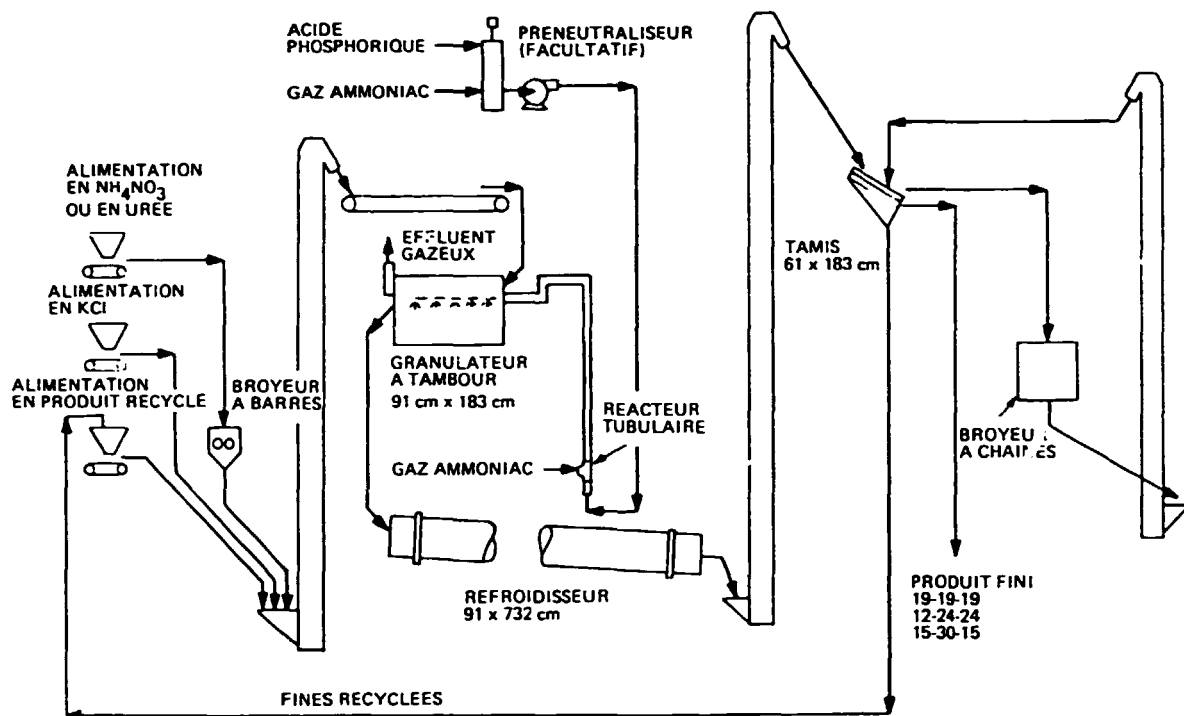


Figure 11. Diagramme d'acheminement d'une usine pilote de granulation utilisant le procédé au réacteur tubulaire pour la fabrication d'engrais NPK



préchauffage des réactifs. On peut aussi employer la chaleur additionnelle pour obtenir une plus forte proportion de polyphosphates, ce qui améliore la granulation. Aux Etats-Unis et dans certains autres pays, plusieurs installations industrielles de granulation fabriquent par ce procédé divers engrais composés tels que 12-48-0, 10-40-0, 6-24-24 et 13-13-13 [19, 20, 21]. Dans certaines variantes, on ajoute directement dans le granulateur une partie de l'acide phosphorique en même temps que l'ammoniaque qui doit réagir avec lui, ce qui permet une meilleure granulation pour certains dosages [22]. Dans d'autres cas, on emploie le réacteur tubulaire pour obtenir une bouillie chaude à faible teneur en humidité au lieu d'une masse fondue, lorsque l'action de l'ammoniaque se poursuit dans le granulateur.

En Espagne l'entreprise S.A. Cros emploie un système analogue bien que, dans ce cas, le réacteur tubulaire serve à produire une bouillie contenant 5 à 10% d'humidité qui est envoyée dans un granulateur à bac suivi d'un ammoniateur-granulateur à tambour [23]. Les granules contiennent 2 à 4% d'humidité et il faut les sécher. On a signalé une gamme étendue de dosages obtenus par l'addition d'urée ou d'ammoniac dans un rapport 2/1. En poussant davantage l'action de l'ammoniac dans le granulateur à tambour, on peut obtenir du phosphate diammonique (voir chapitre XIV).

6. Prillage d'engrais composés

On peut considérer le prillage comme un cas particulier de la granulation de masse fondue. Ce fut l'une des premières méthodes de fabrication d'engrais granulés: elle a été appliquée pour la première fois au nitrate de sodium chilien vers 1930. Le nitrate était fondu vers 400 C et pulvérisé au sommet d'une tour. Les gouttelettes qui tombaient étaient refroidies par un courant d'air ascendant et l'on obtenait des particules presque sphériques d'un diamètre d'environ 0,83 à 1,65 mm.

Le prillage est devenu ensuite une méthode très employée pour l'urée et pour les nitrates d'ammonium et de potassium. Dans ce cas, il s'agit d'un composé chimique unique pulvérisé au sommet de la tour sous forme d'une masse fondue ou d'une solution très concentrée, à une température un peu supérieure au point de fusion.

Le prillage d'engrais composés, contenant deux ou plusieurs composés chimiques, est relativement récent. Les mélanges de phosphate et de nitrate d'ammonium (APN) forment une masse fondue à des températures inférieures même au point de fusion du nitrate d'ammonium, 170 C, et leur prillage est donc assez facile. La TVA a signalé le prillage de mélanges de ce type, à petite échelle, en 1955 [24]. Des chercheurs de Monsanto ont breveté en 1960 une méthode de prillage de

mélanges de phosphate monoammonique et de nitrate d'ammonium; ils ont produit de petites quantités de 29-14-0 [25]. Le prillage d'engrais NPK pose plus de problèmes. Le chlorure et le sulfate de potassium ont des températures de fusion si élevées qu'on ne peut espérer en dissoudre que fort peu dans l'urée ou le nitrate d'ammonium fondus à des températures où ces corps sont stables. Cependant, on peut pomper et pulvériser des masses fondues contenant jusqu'à 50 % de solides en suspension, pourvu que l'on prenne les précautions voulues pour empêcher le dépôt des matières solides et le colmatage de l'appareil de pulvérisation [26].

Pour la pulvérisation, on préfère une coupe perforée tournante, munie d'un racleur intérieur; cet appareil est décrit de façon assez détaillée par van den Berg et Hallie [27]. La taille des gouttelettes dépend du diamètre des trous de la coupe, de la vitesse de rotation et des propriétés de la masse fondue. Un avantage de cet appareil est qu'il est si compact qu'il est facile de l'enlever pour le nettoyer, chose plus difficile pour les pulvérisateurs du type pomme de douche.

Le prillage des engrais NP et NPK dans du nitrate d'ammonium a été mis au point, à l'échelle industrielle, par les mines domaniales des Pays-Bas (procédé Stamicarbon) et par Norsk Hydro (Norvège). Ces deux entreprises ayant accordé des licences à d'autres fabricants, le nombre total d'installations industrielles est inconnu. Dans les deux cas, le procédé a été d'abord utilisé pour des nitrophosphates contenant surtout du nitrate d'ammonium, du phosphate monoammonique et du phosphate dicalcique. Cependant, Albright et Wilson ont adapté le procédé Stamicarbon à divers dosages de phosphate-nitrate d'ammonium, le potassium étant ajouté sous forme de chlorure.

Nous donnons ci-dessous une brève description du procédé d'Albright et Wilson, tirée surtout de *Proceedings of the Fertiliser Society* (Londres), n° 141 (1974) [28].

On fabrique la solution de nitrate d'ammonium en neutralisant sous pression l'acide nitrique par l'ammoniaque; elle passe ensuite dans un évaporateur sous vide, utilisant la vapeur d'échappement de l'équipement de neutralisation sous pression; sa concentration passe alors de 72 % à 92 à 94 %. Ensuite on la mélange avec de l'acide phosphorique obtenu par voie humide, à 50 % de P₂O₅. Le mélange est neutralisé par l'ammoniaque jusqu'au stade du phosphate monoammonique et concentré dans un évaporateur sous vide pour obtenir une masse fondue à 175 °C, contenant 0,5 % d'humidité, que l'on pompe au sommet de la tour de prillage où elle est mélangée, dans un mélangeur spécial, avec du chlorure de potassium en poudre fine préchauffé. Le mélange est envoyé directement dans une coupe de prillage.

Les gouttelettes se refroidissent et se solidifient au cours de leur chute, dans la tour de prillage, à travers un courant d'air ascendant. Les prills sont recueillis au bas de la tour et refroidis davantage dans un refroidisseur rotatif. Le produit est tamisé; le refus à 4,0 mm (surtout formé de paquets de prills) est broyé et les fines au-dessous de 1,2 mm, qui représentent 3 à 8 % du débit, sont recyclées vers le mélangeur au sommet de la tour. Or, fabrique notamment les dosages 25-9-9, 22-11-11, 17-9-22 et 15-15-21.

Une condition particulière à ce procédé est que le chlorure de potassium doit être moulu assez fin pour ne pas colmater les trous de la coupe de prillage et préchauffé à une température suffisamment élevée pour éviter le refroidissement de la masse fondue. On préfère une granulométrie inférieure à 300 microns et une température comprise entre 140 et 160 °C. Toutefois, le chlorure de potassium trop fin a l'inconvénient d'être plus difficile à mélanger avec la masse fondue dans le mélangeur. Le KCl est préparé dans une installation combinée de séchage, broyage et chauffage puis envoyé pneumatiquement avec de l'air chaud à une trémie d'alimentation au sommet de la tour. On tamise pour éliminer les impuretés telles que copeaux de bois, morceaux de papier ou débris de métal.

Le mélange doit se faire très rapidement, car le chlorure catalyse la décomposition du nitrate d'ammonium; la durée de séjour dans le mélangeur qui ajoute le KCl à la masse fondue est inférieure à 1 minute. Vu cette courte durée, les taux d'alimentation du mélangeur en masse fondue et en potasse doivent être exacts et constants pour éviter des variations excessives de la composition du mélange.

Le procédé Norsk Hydro, décrit par Steen et Terjessen dans une communication faite au deuxième Colloque international sur les engrais, à Kiev (septembre 1971), semble, dans les grandes lignes, être similaire, pour le prillage, à celui exposé plus haut. Cependant, la masse fondue de phosphate-nitrate d'ammonium est préparée par une variante du procédé Odda pour le nitrophosphate, où une proportion pouvant atteindre 85 % du calcium est éliminée sous forme de nitrate. La solution qui reste après neutralisation contient donc surtout du phosphate monoammonique et du nitrate d'ammonium, mais aussi un peu de phosphate dicalcique. On l'évapore pour obtenir une masse fondue ne contenant, à 180 °C, que 0,55 % d'humidité. Le rapport entre nitrate et phosphate d'ammonium peut être modifié, dans certaines limites, en ajoutant une solution de nitrate d'ammonium obtenue à partir de nitrate de calcium. La masse fondue est mélangée, dans un mélangeur spécial situé au sommet de la tour de prillage, avec du chlorure ou du sulfate de potassium préchauffé. Norsk Hydro signale que la

viscosité de la masse fondue a tendance à augmenter après le mélange parce que le chlorure de potassium réagit par double décomposition avec le nitrate d'ammonium pour donner du chlorure d'ammonium et du nitrate de potassium. On freine cette tendance en réduisant la durée du séjour du mélange et en régulant la granulométrie du chlorure de potassium. Les dosages cités sont, entre autres, 20-30-0, 23-23-0, 22-11-11, 17-17-17 et 15-20-15.

Le prillage d'engrais composés contenant de l'urée ne se pratique, à notre connaissance, qu'au Japon, où Mitsui Toatsu produit un mélange d'urée et de KCl. Ce dernier est préchauffé et ajouté à l'urée fondue, immédiatement avant prillage dans une tour de 40 m de haut [29]. Cependant, plusieurs organisations ont produit, à l'échelle de l'usine pilote, des engrais NP et PPK prillés.

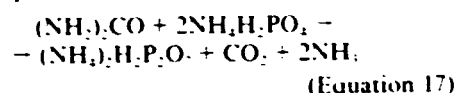
En 1968, la TVA a fait une démonstration de prillage à l'huile de mélanges urée-polyphosphate d'ammonium [30]. L'emploi d'huile au lieu d'air pour refroidir les prills a été mis au point par les mines domaniales des Pays-Bas et appliqué dans l'industrie pour le nitrate de calcium [27]. Dans le procédé de la TVA, le polyphosphate d'ammonium fondu était d'abord mélangé avec l'urée fondue dans une auge qui l'envoyait dans une coupe de prillage tournante. La température du mélange était d'environ 132 °C. Les gouttelettes étaient refroidies et collectées dans de l'huile légère, maintenue vers 38 °C par une circulation d'eau froide dans des serpentins. On séparait les prills de l'huile par centrifugation. L'intervalle de granulométries adopté était 1,34 à 2,74 mm. Le polyphosphate d'ammonium fondu était préparé à partir d'acide phosphorique obtenu au four électrique; la moitié environ du P₂O₅ s'y trouvait sous forme de polyphosphates. Les dosages produits étaient 30-30-0, 36-18-0 et 39-13-0.

Hatakeyama a signalé d'autres études, à l'échelle de l'usine pilote, sur le prillage à l'huile des engrais composés à base d'urée [29]. Dans ce procédé, l'urée fondue était mélangée avec du phosphate monoammonique séché et préchauffé et (dans certains cas) du chlorure de potassium et du sulfate d'ammonium. Le mélange fluide était prillé dans un "appareil de prillage" (détails non révélés) et recueilli dans une huile à faible viscosité. Comme dans le procédé de la TVA, les prills étaient séparés de l'huile par centrifugation.

Hatakeyama souligne l'importance de la température du mélange fluide; l'optimum pour un mélange 18,6-18,6-18,6 était 125 °C; il a cité entre autres dosages 18-21-17 et 28-28-0.

On préférerait une courte durée du mélange, environ 4 minutes; un contact prolongé du phosphate monoammonique avec l'urée provoque la

décomposition de celle-ci et la formation de polyphosphate :



Cette réaction est indésirable à cause de la production de mousse et de pertes possibles de NH₃ (une partie de l'ammonium peut être retenue sous forme d'orthophosphate diammonique ou de pyrophosphate triammonique).

Plus récemment, Norsk Hydro a mis au point un procédé de prillage par air pour les engrais composés à base d'urée et de phosphate monoammonique (MAP) [31]. Les MAP étaient obtenus, à l'état fondu, à partir d'acide phosphorique fabriqué par voie humide, dans un réacteur tubulaire du type de la TVA [22]. La masse fondue contenait une proportion de polyphosphate pouvant atteindre 30 %, ce qui a l'avantage d'abaisser le point de fusion et d'améliorer les propriétés physiques des produits. Toutefois, les masses fondues contenant beaucoup de polyphosphate cristallisent lentement et peuvent rester plastiques trop longtemps pour qu'on puisse les priller.

Trois variantes ont été décrites :

1. Priller la masse fondue de MAP sans aucun additif.
2. Priller en ajoutant de l'urée et de KCl solides préchauffés.
3. Solidifier la masse fondue de MAP, la préchauffer et la mélanger avec l'urée fondue pour le prillage. On peut aussi ajouter du KCl préchauffé.

La troisième méthode a l'avantage que l'on peut tolérer un pourcentage plus élevé de polyphosphate, puisque, dans la masse fondue, il aura le temps de cristalliser avant le prillage; on évite ainsi la plasticité ou le durcissement lent qui caractérisent les masses fondues à haute teneur en polyphosphate. Comme dans les autres procédés de prillage d'engrais NPK, une régulation précise de la température et un mélange rapide avec une faible durée de séjour dans le mélangeur sont importants.

Le prillage des engrais NPK a de nombreux avantages et de nombreux inconvénients. Les premiers sont bien connus. Une proportion très élevée du produit à la granulométrie voulue et le recyclage est donc réduit. Il y a d'ordinaire peu de poussière, bien que, avec certains dosages, il puisse y avoir des émanations. On élimine plus efficacement l'eau en évaporant des solutions qu'en séchant des granules humides, en particulier quand le processus de granulation entraîne des rapports de recyclage élevés. La forme presque sphérique des prills est souvent préférée à celle des

granules, qui est irrégulière. Le coût en capital et le coût d'exploitation d'une installation de prillage sont en général moindres que dans le cas de la granulation, surtout à grande échelle.

Un inconvénient est que les dosages prillés sont soumis à certaines restrictions puisque le mélange doit pouvoir former une masse fondue fluide. De plus, les formules contenant des pourcentages élevés de sulfate d'ammonium, de sels potassiques et de superphosphates pourraient être difficiles ou impossibles à priller. On en peut pas régler facilement la granulométrie de façon aussi serrée qu'avec la granulation. Cependant, la plupart des dosages fournissent une granulométrie acceptable. La régulation de la température, de la granulométrie, de la durée de mélange et des proportions est en général plus critique que dans la plupart des procédés de granulation. Comme une tour de prillage doit avoir une certaine hauteur minimale, le plus souvent 40 m, une unité à faible capacité tend à être presque aussi coûteuse qu'une grande. Le prillage peut donc revenir plus cher que la granulation pour les petites usines, bien qu'il soit meilleur marché pour les grandes.

Le phosphate diammonique est instable aux températures élevées qu'exigent le prillage et la plupart des procédés de granulation de masse fondue. Donc, un inconvénient de tous les procédés par fusion est qu'on ne peut utiliser à plein la capacité de l'acide phosphorique à fixer l'ammoniac. Comme celui-ci coûte à peu près moitié moins cher que les formes solides de l'azote, le phosphate diammonique a un net avantage sur le plan économique, ce qui a été mis en relief dans les chapitres XIV et XVII.

7. Mélange en vrac

Il s'agit d'une forme spéciale de mélange à sec où tous les produits à mélanger sont granulés et ont à peu près la même granulométrie. La commercialisation peut se faire en vrac ou en sacs.

Les produits à mélanger peuvent être des engrais simples, des engrais composés ou l'une ou l'autre association des deux. Ce sont le plus souvent les phosphates monoammonique et diammonique, le superphosphate triple, le chlorure de potassium, l'urée, le nitrate et le sulfate d'ammonium. Le tableau 3 donne la granulométrie et certaines propriétés physiques des engrais utilisés aux Etats-Unis pour les mélanges en vrac. Dans la plupart des autres pays, on préfère des granules un peu plus gros.

La technique du mélange en vrac, née aux Etats-Unis au cours des premières années 50, s'est répandue rapidement. En 1976, l'enquête faite conjointement par la Tennessee Valley Authority et les American Plant Food Control Officials a montré que 58,5 % de tous les engrais vendus aux

Etats-Unis étaient obtenus de cette manière. Nous donnons ci-dessous les résultats de l'enquête :

Mélanges en vrac	
Vendus en vrac	49,2
Vendus en sacs	9,3
Total	58,5
Engrais composés granulés chimiquement	
Vendus en vrac	14,4
Vendus en sacs	13,1
Total	27,5
Mélanges liquides	
Liquides et suspensions	14,0
Total	100,0

Le tonnage total des mélanges en vrac a été en 1976 d'environ 14 millions de tonnes. Aux Etats-Unis, les statistiques officielles annuelles ne séparent pas les mélanges en vrac et autres "engrais mélangés" secs. De plus, dans plusieurs Etats, les ventes des différents produits d'un mélange sont enregistrées comme ventes d'engrais simples pour application directe. Par exemple, on facture au cultivateur les engrais simples (TSP, KCl et urée) qui sont mélangés par le détaillant avant livraison. Dans ces conditions, il est difficile de déterminer la quantité exacte de mélanges en vrac effectivement vendus et utilisés, mais on pense que l'enquête citée ci-dessus est la source d'information la plus fiable actuellement disponible.

Le mélange en vrac est aussi employé dans plusieurs autres pays, mais pas toujours de la même façon qu'aux Etats-Unis. Il en existe trois types :

1. Un petit distributeur local qui dessert ses clients dans un rayon d'une cinquantaine de kilomètres; il fournit d'ordinaire aussi d'autres services aux agriculteurs.
2. Un grand distributeur implanté dans un port ou dans un nœud de communications, recevant souvent les engrais par voie d'eau.
3. Une opération liée à la fabrication: un petit nombre de dosages de composés granulés ou d'engrais simples sont mélangés pour donner une plus grande variété d'engrais composés.

Le premier type, le distributeur local, est le plus courant aux Etats-Unis. Il y a dans ce pays plus de 5 300 mélangeurs en vrac dont le débit annuel médian est d'environ 2 500 tonnes de mélanges. D'ordinaire, le distributeur vend aussi d'autres engrais tels que des engrais simples solides et liquides et d'autres fournitures agricoles, comme pesticides, semences, aliments pour animaux, outillage. Le centre de distribution peut aussi être un centre d'achat pour des produits agricoles, tels que les céréales, qui sont revendus à

TABLEAU 3. DENSITÉ APPARENTE, DISTRIBUTION GRANULOMÉTRIQUE ET FORME DES PARTICULES DE QUELQUES ENGRAIS GRANULÉS

	Densité apparente	Dosage	Distribution granulométrique en mm. pourcentage en poids					Forme des particules ^d
			3,33	2,36	1,65	0,99	0,59	
Nitrate d'ammonium								
Prills	1,29	33,5-0-0	0	6	65	25	4	WR
Prills (haute densité)	1,65	33,5-0-0	0	0	8	89	3	EWR
Granules	1,50	33,5-0-0	1	35	54	8	2	FWR
Écailles	1,63	33,5-0-0	0	25	43	28	4	B
Nitrate-sulfate d'ammonium								
Granules	1,51	30-0-0	2	29	56	10	3	FWR-PR
Urée								
Prills, non conditionnés	1,32	46-0-0	0	1	17	78	4	FBR
Prills, conditionnés	1,31	45-0-0	0	0	1	94	5	EBR
Granules	—	46-0-0	1	90	9	1	0	WR
Granules	—	46-0-0	3	80	17	1	0	WR
Sulfate d'ammonium								
Écailles compactées	1,64	21-0-0	0	6	46	41	7	I
Cristaux	1,75	21-0-0	0	2	38	51	9	R
	1,75	21-0-0	0	4	20	51	25	B
Phosphate-nitrate d'ammonium								
Granules analogues à des prills	1,27	30-10-0	0	5	63	31	1	WR
Granules	1,56	30-10-0	0	33	55	9	3	FWR
Phosphate diammonique								
Granules (à partir d'acide obtenu par voie humide)	1,63	18-46-0	0	5	83	12	0	WR
	—	18-46-0	0	42	57	1	0	WR
Cristaux (à partir d'acide au four)	1,62	21-53-0	0	8	45	39	8	B
Superphosphate triple								
Granules	2,12	0-46-0	1	29	56	14	1	WR
	—	0-46-0	1	21	37	31	10	FWR
Chlorure de potassium								
Produit par flottation, granulé ^b	1,97	0-0-60	2	36	52	10	0	B
Produit par flottation, grossier ^b	—	0-0-60	0	0	19	51	30	B
Cristaux arrondis par dissolution	1,93	0-0-62	0	5	29	58	8	WR
Écailles compactées	1,96	0-0-60	0	14	65	20	1	I
Charge								
Calcaire broyé	2,53	0-0-0	0	9	60	26	5	I
	2,56	0-0-0	0	22	42	24	12	I

^aB en forme de bloc, I irrégulières, R arrondies (PR mal arrondies, FWR assez bien arrondies, WR bien arrondies, EWR exceptionnellement bien arrondies)

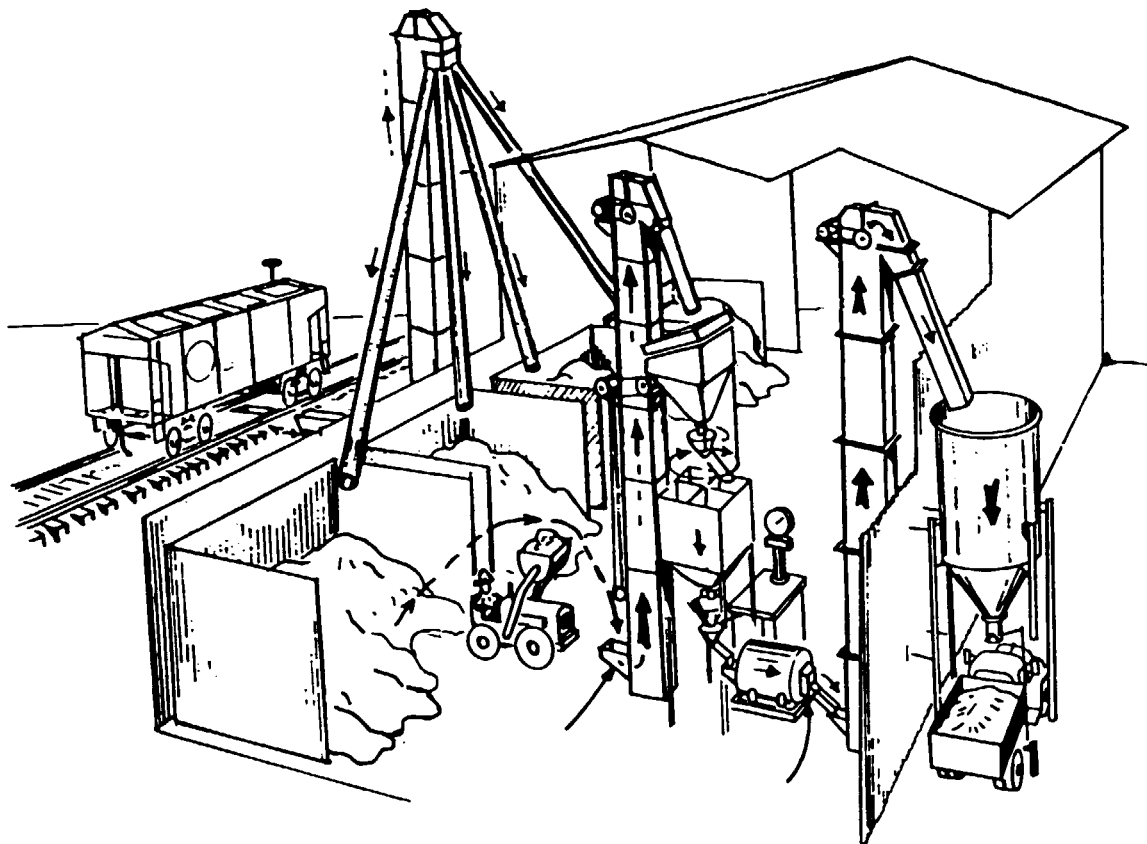
^b"granulé" et "grossier" sont les termes employés par l'industrie, dans le premier cas, la granulométrie est d'ordinaire comprise entre 0,83 et 3,33 mm, dans le second, il s'agit surtout de particules de 0,59 à 1,65 mm

l'industrie agro-alimentaire, à des exporteurs, ou à des fabricants d'aliments pour animaux. Les engrais destinés au mélange sont achetés en vrac et reçus en général par wagon-trémies, faciles à décharger par gravité. Le succès d'une opération de ce genre dépend d'un réseau de transports fiable pouvant livrer les produits en vrac sans perte par fuites ou par l'action des intempéries. Les engrais sont stockés dans des silos mélangés d'après les commandes des cultivateurs et livrés immédiatement sur le champ et répandu sur le sol par un camion spécial, cette opération étant faite soit par le cultivateur, soit par le mélangeur. Aux États-Unis, 23 % seulement des mélangeurs disposent d'installations d'ensilage.

La figure 12 représente un type courant d'installation de mélange. Les mélangeurs sont de types divers, mais le plus fréquent est celui à tambour rotatif fonctionnant en discontinu. La plupart ont une capacité d'au moins 15 t/h. S'ils fonctionnaient 24 heures par jour et 330 jours par an, le débit annuel dépasserait 100 000 tonnes. Il en résulte que le mélangeur moyen ne fait fonctionner son installation que moins de l'équivalent de 10 jours de 24 heures par an. D'ordinaire, il ne travaille que pendant les saisons de pointe.

Ce système a plusieurs avantages. D'une part, le mélangeur est aussi le détaillant, ce qui élimine un stade du circuit de distribution. D'autre part, comme les engrais à mélanger viennent de sources

Figure 12. Un type courant d'installation de mélange en vrac



très éloignées les unes des autres, on réalise une certaine économie sur les transports en envoyant à des centres de distribution locaux, non à un centre régional.

Enfin, le mélangeur peut fournir tout dosage N : P₂O₅ : K₂O désiré; on emploie beaucoup les mélanges dont les proportions sont établies d'après l'analyse du sol. Il est possible d'ajouter des éléments nutritifs secondaires et des oligo-éléments.

Les conditions qui ont fait le succès du mélange en vrac aux Etats-Unis sont souvent absentes dans les autres pays. Poulton a décrit une installation de mélange en vrac du type 2, implantée au Royaume-Uni, pays où les mélangeurs ont fourni 5,8 % des engrais composés utilisés en Angleterre et au pays de Galles en 1975 [32]. L'installation décrite par Poulton reçoit les matières premières par de petits navires ne transportant pas plus de 1 500 tonnes, ce qui exige des locaux spacieux pour le stockage d'un total d'environ 5 000 tonnes. Les engrais granulés achetés doivent avoir une granulométrie bien définie, mais ils sont cependant tamisés à nouveau à leur arrivée; on conserve les particules de 2 à 4 mm et les fines sont vendues à des installations de granulation. Le mélange se fait dans un tambour rotatif de 5 tonnes, fonctionnant en

discontinu, à un débit pouvant atteindre 50 à 60 t/h. Plusieurs dosages sont produits pour satisfaire les besoins de la région; certains contiennent du magnésium ou du bore. Le mélangeur à tambour est équipé de façon à pouvoir enrober les granules d'oligo-éléments (tels que le bore) et/ou d'argile; on emploie de l'huile pour assurer l'adhérence de la poudre fine aux granules. Le mélange est tamisé à nouveau avant ensachage ou stockage en vrac. Il est distribué en sac de 50 kg, en gros sacs d'une tonne ou en vrac. Les sacs, grands ou petits, sont imperméables; ils sont souvent livrés aux fermes d'avance et stockés en plein air jusqu'à ce qu'on en ait besoin. Une certaine quantité d'engrais en sacs est aussi stockée à l'installation, soit en plein air, soit à couvert.

Les installations de ce genre ont tendance à être beaucoup plus importantes que celles des distributeurs locaux; le débit annuel est normalement compris entre 30 000 et 300 000 tonnes. C'est le cas, par exemple, pour The Andersons, à Maumee, dans l'Ohio [33], au voisinage du port de Toledo, bien équipé pour recevoir, via le Saint-Laurent, des engrais de l'étranger ou de Floride. Il est possible de stocker sur place 180 000 tonnes d'engrais et l'on produit près de 320 000 tonnes

par an de mélanges en vrac. Quelques dosages de base sont produits et vendus en sacs ou en vrac. La société fait aussi le commerce des céréales et les camions amenant celles-ci au port peuvent, au retour, transporter des engrais. 20 % seulement de la production se vendent directement aux cultivateurs, le reste allant à des détaillants et à des coopératives. On réduit les coûts en achetant en grande quantité hors saison et en automatisant la manutention, le mélange et le chargement en vue d'expédition par le rail ou par la route.

Un troisième type de mélange en vrac est un mélange de quelques types d'engrais composés de façon à obtenir une plus grande variété. Par exemple, en Corée, on produit du phosphate diammonique, auquel on ajoute un sel potassique pendant la granulation; on obtient ainsi, entre autres, des engrais 14-37-12, 12-32-16 et 10-25-25, que l'on mélange avec de l'urée pour obtenir d'autres dosages tels que 22-22-11 et 18-18-18.

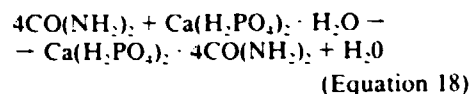
Un grand fabricant d'engrais anglais fournit des dosages très variés en mélangeant un petit nombre d'engrais granulés NP et NK. L'avantage de ce système est que l'on peut fournir de nombreux dosages différents sans les frais et les délais que causent des changements fréquents de dosages dans une grande installation de granulation.

La technologie du mélange en vrac est simple, mais il faut cependant tenir compte de certains principes de base pour obtenir des résultats satisfaisants. Aux Etats-Unis, où les mélanges sont le plus souvent préparés et épandus le même jour, on peut ne guère se soucier des propriétés de stockage, mais elles sont importantes dans d'autres pays où les mélanges en sacs peuvent être stockés plusieurs semaines ou plusieurs mois.

Tous les produits doivent être sous forme de granules résistants, bien séchés, à peu près de la même granulométrie. Il faut les protéger de l'absorption d'humidité au cours du déchargement et du stockage avant mélange. Dans les climats humides, il peut être nécessaire de dessécher l'air des entrepôts; si ce n'est pas possible, il peut suffire de recouvrir les sacs de feuilles de matière plastique. Pour obtenir le meilleur résultat on doit tamiser à nouveau les produits avant mélange, pour éliminer les fines ou des grumeaux qui auraient pu se former pendant le transport et la manutention. Il est aussi désirable de pouvoir enrober les granules après mélange.

L'urée et les engrais composés qui en contiennent ne doivent pas être mélangés avec du nitrate d'ammonium ou tout mélange en contenant, à cause de l'extrême hygroscopicité qui en résulte. Il ne faut pas non plus que l'urée et du superphosphate simple ou triple figurent dans le même mélange, si celui-ci doit être stocké, à moins que le superphosphate ne soit exceptionnellement bien

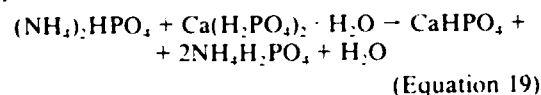
séché, car le phosphate monocalcique qu'il contient réagit avec l'urée pour former un composé d'addition et dégager de l'eau de cristallisation :



Hoffmeister a donné les résultats d'essais de compatibilité de cinq échantillons de TSP et de deux échantillons de SSP mélangés à de l'urée [34]. La réactivité variait beaucoup, mais les propriétés de stockage n'étaient entièrement satisfaisantes que pour un seul échantillon de TSP et aucun de SSP. Les autres devenaient humides et collants ou se prenaient fortement en masse au cours d'un stockage d'une durée variant d'un jour à trois mois. La réactivité dépendait de la teneur en eau d'hydratation, non en eau libre.

Un séchage plus poussé des superphosphates les rendait compatibles avec l'urée dans les mélanges, mais il semble peu probable que le mélangeur puisse compter sur un séchage aussi complet des matériaux qu'il reçoit. Donc, à moins qu'il ne puisse procéder lui-même au séchage, il vaut mieux, dans les mélanges avec l'urée, qu'il emploie des phosphates d'ammonium (DAP ou MAP), non des superphosphates.

Les superphosphates réagissent avec le phosphate diammonique :



Cette réaction provoque la prise en masse au cours du stockage; on ne doit donc pas employer à la fois ces deux produits dans les mélanges destinés à être stockés.

Il peut y avoir une forte ségrégation des produits après mélange. Par exemple, si le mélange est ensaché à partir d'une trémie, la composition des sacs successifs peut être très différente [35]. Cela est dû aux différentes granulométries des matières premières; on peut l'éviter en ne mélangeant que des engrais de même granulométrie; comme c'est rarement possible, il faut d'ordinaire prendre des précautions supplémentaires, ainsi que l'ont exposé Hoffmeister [36], Silverberg et Hoffmeister [37], et Poulton [32].

Une publication de l'ONUDI (série "Industrie des engrais", monographie n° 8, 1976) donne les caractéristiques d'une installation de mélange en vrac et d'ensachage d'une capacité annuelle de 30 ou de 50 000 tonnes, implantée dans un pays en développement. Le coût estimé est respectivement de 440 000 et 550 000 dollars, dont une grande partie imputable aux bâtiments et aux engins de manutention pour le stockage, qui seraient, de toute façon, nécessaires pour l'importation et la distribution des engrais.

Une installation de mélange en vrac peut être une bonne solution pour un pays en développement qui importe les engrais dont il a besoin, lorsque ses besoins annuels sont trop faibles pour justifier une installation de granulation. Pour les pays en développement produisant en totalité ou en partie leurs engrais, une forme de mélange en vrac peut être utile, mais il faut envisager les autres solutions (voir chapitre XXIV).

Le recours au mélange en vrac dans de petits centres locaux de distribution exige une bonne infrastructure permettant la livraison en temps voulu de produits en vrac sans perte ni réduction de la qualité; c'est loin d'être toujours le cas dans les pays en développement.

8. Production d'engrais composés liquides

On reconnaît en général deux types d'engrais composés liquides : ceux où tous les composants sont dissous et les suspensions, qui sont des liquides contenant des solides maintenus en suspension par addition d'un produit gélatineux, comme certaines argiles, augmentant la viscosité et retardant le dépôt. Les solides en suspension sont souvent des sels solubles dans un milieu constitué par une solution saturée du même sel, mais ils peuvent aussi être insolubles. On reconnaît parfois un troisième type, les bouillies, qui sont des engrais fluides contenant des solides qui se déposent rapidement en l'absence d'une agitation continue; elles sont peu employées et nous n'en parlerons pas. La première partie de la présente section traitera des solutions "liquides limpides", puis nous exposerons brièvement la technique des suspensions.

Les engrais liquides ne sont pas nouveaux; on trouve dans la documentation publiée plusieurs références concernant leur fabrication et leur emploi au début du dix-neuvième siècle, mais leur usage courant est très récent. Cet usage s'est développé rapidement aux Etats-Unis, où les engrais composés liquides, y compris les suspensions, représentent aujourd'hui 15 % des engrais composés. Les engrais simples azotés liquides (voir chapitre X) sont d'un usage encore plus répandu; l'ensemble des engrais liquides, y compris l'ammoniac anhydre, constitue à peu près 30 % du total des engrais vendus aux Etats-Unis. Les engrais liquides sont aussi fort employés en Angleterre, en France, en Belgique, au Mexique, en Colombie et peut-être dans d'autres pays pour lesquels on ne dispose pas de données.

9. Engrais liquides limpides

Ces engrais ont divers avantages :

1. L'énergie nécessaire pour la fabrication est

moindre et l'on n'a pas besoin d'évaporation ni de séchage.

2. La fabrication et l'emploi ne posent aucun problème de poussière ou d'émanations.
3. Il n'y a pas de difficultés dues à des propriétés physiques telles qu'hygroscopicité ou prise en masse.
4. Le stockage, la manutention et le chargement en vue de l'expédition sont moins coûteux et exigent moins de main-d'œuvre que pour les solides.
5. L'application est commode et rapide, si l'on dispose du matériel voulu. Une distribution régulière ou un placement précis sont plus faciles qu'avec les solides.
6. Les engrais liquides peuvent être mélangés à l'eau d'irrigation, en particulier dans le cas d'une irrigation par pulvérisation ou goutte-à-goutte.
7. Les engrais liquides s'ils sont convenablement dilués, peuvent être appliqués sur les feuilles, ce qui est quelquefois plus efficace que la fumure du sol. Lorsqu'il est nécessaire de pulvériser des pesticides (comme pour certaines cultures arbustives), on peut appliquer les deux à la fois.
8. Les solutions de pralinage sont très employées pour certaines cultures, en particulier celles de légumes tels que les tomates.
9. L'équipement nécessaire pour l'obtention d'engrais composés liquides est simple et peu coûteux, pourvu que l'on puisse se procurer les matières premières adéquates.
10. Dans certains cas, les engrais liquides pourraient avoir une plus grande efficacité agronomique. C'est là une question discutée [38].

Les engrais liquides ont aussi certains inconvénients :

1. Les engrais employés doivent être solubles dans l'eau; le choix est donc plus restreint. Certaines matières premières sont plus coûteuses ou plus difficiles à se procurer.
2. Les engrais composés liquides sont moins concentrés que les engrais solides; le transport coûte donc plus cher.
3. Le refroidissement des solutions peut provoquer la formation de cristaux qui se déposent. Le dosage doit être conçu en fonction de la température la plus basse à prévoir; on peut donc commercialiser dans les pays chauds des solutions plus concentrées. Toutefois, de toute façon, les solutions sont moins concentrées que les solides, ce qui augmente le coût du transport.

4. Un équipement spécial est nécessaire pour le stockage et le transport des liquides : réservoirs, tonneaux, wagons-citernes et camions-citernes, navires, péniches et pipelines. Il n'est pas nécessairement plus coûteux que celui employé pour les solides, mais il peut manquer dans certains pays. En revanche, on n'a pas besoin de sacs.
5. On dit souvent que l'application d'engrais liquides exige un équipement complexe et dispendieux. C'est vrai pour l'ammoniac anhydre ou pour l'ammoniaque concentrée, mais non pour les engrais composés liquides. Aux Etats-Unis, on emploie un équipement coûteux pour économiser la main-d'œuvre, mais il en est de même pour les engrais solides. On peut se servir d'un matériel primitif, par exemple un seau et une louche. La possibilité de distribuer et d'appliquer les engrais liquides au moyen d'un matériel primitif a été démontrée par l'emploi de gadoues dans certains pays, celui d'ammoniaque diluée en Chine et celui d'engrais composés liquides par de petits fermiers de Colombie [39].

Les principaux constituants des engrais composés liquides sont les solutions d'urée ou d'urée-nitrate d'ammonium (UAN), l'orthophosphate ou le polyphosphate d'ammonium et le chlorure de potassium. La solution d'urée-nitrate d'ammonium est d'ordinaire meilleur marché que les engrais azotés solides. Le chlorure de potassium complètement soluble est un peu plus cher que les qualités contenant des impuretés insolubles, mais moins que le chlorure granulé; il est fourni par des producteurs du Canada, des Etats-Unis, d'Angleterre et d'Israël employant l'extraction par lixiviation, le raffinage par recristallisation ou la récupération à partir de lacs salés. Le phosphate d'ammonium est un composant clé; son coût, la possibilité de s'en procurer et sa technique de fabrication varient beaucoup, comme nous l'exposerons plus loin.

Pour certaines utilisations spéciales telles que l'application sur les feuilles, on peut employer les phosphates de potassium, le sulfate de potassium et d'autres ingrédients plus coûteux. Dans certaines régions où le soufre manque, on a recours à une solution d'hyposulfite d'ammonium ou à du sulfite-bisulfite d'ammonium. Divers oligo-éléments sont aussi employés.

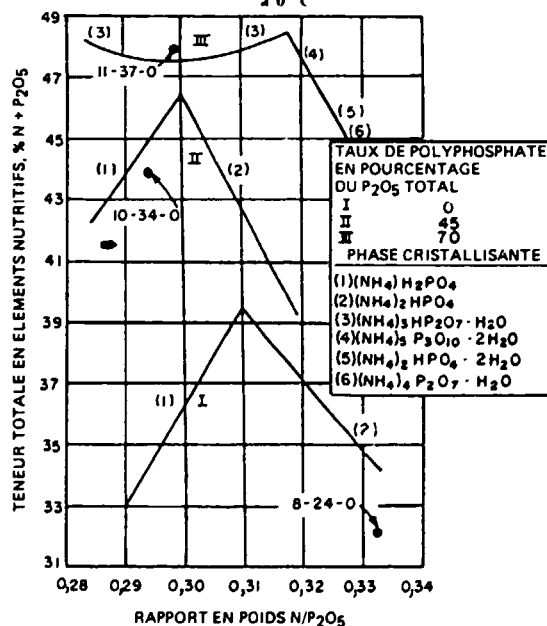
La principale source de phosphate est la solution de polyphosphate d'ammonium. Au début, le phosphate diammonique pur cristallisé jouait un rôle considérable; on le fabriquait à partir d'acide au four ou d'acide obtenu par voie humide par un procédé spécial éliminant les impuretés insolubles. On s'en sert encore un peu.

Plus tard, on fabriqua des solutions d'orthophosphate d'ammonium à partir d'acide au four et, plus tard encore, des solutions de polyphosphate d'ammonium, d'abord à partir d'acide superphosphorique au four, puis d'acide superphosphorique obtenu par voie humide. Le progrès le plus récent est l'obtention directe d'une solution de polyphosphate d'ammonium à partir d'acide orthophosphorique fabriqué par voie humide [38].

La solution de polyphosphate d'ammonium a deux avantages importants pour les engrais liquides : sa solubilité est supérieure à celle de l'orthophosphate et elle complexe (maintient en solution) la plupart des impuretés courantes de l'acide obtenu par voie humide ainsi que certains oligo-éléments qui pourraient être ajoutés.

La figure 13 montre l'influence du rapport N/P₂O₅ et de la teneur en polyphosphates sur la solubilité à 0 °C de solutions de phosphate d'ammonium pur. La solubilité de solutions impures obtenue à partir d'acide fabriqué par voie humide dépend des impuretés, mais le dosage le plus courant est 10-34-0. La température de dépôt de sels peut être très inférieure à 0 °C.

Figure 13. Influence du taux de polyphosphate et du rapport en poids N/P₂O₅ sur la solubilité de polyphosphates d'ammonium à 0 °C

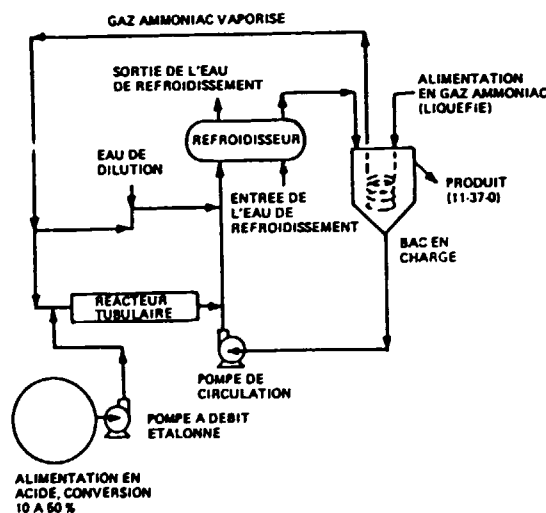


La plupart des solutions de polyphosphates d'ammonium produites aux Etats-Unis sont obtenues à partir d'acide superphosphorique fabriqué par voie humide. Il existe dans ce pays 11 usines d'acide superphosphorique, dont la capacité de production totale est de 910 000 tonnes de P₂O₅ [40]. Cet acide sert surtout à fabriquer des engrais liquides.

On emploie deux méthodes pour transformer de l'acide superphosphorique en solution de polyphosphate d'ammonium (APP). Dans la première, on envoie des quantités mesurées d'acide phosphorique, d'ammoniaque et d'eau dans un réacteur, muni d'un agitateur, où l'on maintient un pH d'environ 6 à 6,5. La température est maintenue vers 75 °C par circulation à travers un refroidisseur et le produit est à nouveau refroidi vers 35 °C pour réduire l'hydrolyse en cours de stockage. Avec cette méthode, le taux de polyphosphate dans le produit, exprimé en pourcentage du P₂O₅ total, est à peu près le même que dans l'acide, ou un peu inférieur.

Dans la seconde méthode, l'acide superphosphorique et l'ammoniaque réagissent dans un réacteur tubulaire à des températures allant de 340 à 390 °C (voir figure 14). Les produits de la réaction,

Figure 14. Production d'engrais liquides à haute teneur en polyphosphate, à partir d'acide phosphorique fabriqué par voie humide



la masse fondue et la vapeur, sont envoyés dans la solution refroidie dont le pH est ajusté à la valeur désirée, 6 à 6,5, par addition d'ammoniaque. Avec cette méthode, le taux de polyphosphate est augmenté par suite de la déshydratation et de la polymérisation dans le réacteur tubulaire. Par exemple, on peut se servir d'acide à faible taux de polyphosphate, ce dernier ne constituant que 10 à 20 % du P₂O₅ total, pour obtenir des solutions où le taux de polyphosphate dépasse 50 % et atteint souvent 75 % [22]. Cette méthode s'est répandue parce que l'acide superphosphorique à faible taux de polyphosphate est bien plus facile à fabriquer que l'acide où ce taux dépasse 50 % et est moins visqueux, donc plus facile à pomper.

La qualité de la solution d'APP dépend des impuretés contenues dans l'acide; les plus gênantes sont les matières charbonneuses et le magnésium. Les premières flocculent et forment dans la solution

un précipité noir qui la rend opaque, ce qu'on désire éviter, surtout parce que les cultivateurs demandent à une solution "limpide" d'être effectivement limpide. Le magnésium provoque une précipitation lente ou retardée de composés tels que MgNH₄PO₄ · 6H₂O, Mg(NH₄)₂P₂O₇ · 4H₂O et MgAl(NH₄)₂(P₂O₇)₂ · 6H₂O, suivant la composition de la solution et le taux de polyphosphate [41]. Ces précipités cristallins se développent au point de colmater les tuyères de pulvérisation. La teneur en magnésium admissible pour l'acide superphosphorique est quelque peu indéfinie, mais le chiffre de 0,8 % de MgO est probablement un maximum. Certains fabricants d'acide superphosphorique ont mis au point des méthodes d'élimination du magnésium. On a obtenu de l'acide superphosphorique de qualité satisfaisante à partir de l'apatite de Kola, de certaines qualités de phosphate naturel marocain, de phosphate naturel grillé de Caroline du Nord et de l'Ouest des Etats-Unis et de certains phosphates naturels de Floride (grillé ou non). Les Etats-Unis importent du Mexique, pour la fabrication d'engrais liquides, une certaine quantité d'acide partiellement purifié obtenu à partir de phosphate naturel de Floride.

On peut préparer une solution d'APP à partir d'acide orthophosphorique à 54 % de P₂O₅ obtenue par voie humide, comme il a été dit plus haut sous la rubrique "granulation de masses fondues". Un procédé de cette catégorie est utilisé en France [42]. Pour atteindre une proportion de polyphosphate de 50 % ou plus, il faut, si la concentration de l'acide est d'environ 54 % de P₂O₅, préchauffer l'acide et l'ammoniaque; pour des concentrations supérieures à environ 60 %, le préchauffage peut ne pas être nécessaire. Pour obtenir par ce procédé des liquides d'une limpidité satisfaisante, la teneur en impuretés de l'acide phosphorique doit être exceptionnellement faible; l'acide obtenu à partir de phosphate de Kola convient, mais ceux fournis par la plupart des phosphates naturels de Floride n'ont pas donné de solution exemptes de boues.

Les solutions d'APP sont stockées et transportées dans des réservoirs en acier doux. Les polyphosphates s'hydrolysent pendant le stockage, à une vitesse qui dépend de la température : très faible à 15 °C, elle peut être si rapide qu'elle provoque des dégâts sérieux en deux ou trois mois. Dans les pays tropicaux, on peut être obligé, soit de réfrigérer les solutions, soit de les employer peu après fabrication.

Les engrais composés s'obtiennent à partir d'eau, d'urée ou d'une solution d'urée-nitrate d'ammonium, d'une solution d'APP et de chlorure de potassium, par simple mélange, souvent effectué par lots. L'eau utilisée doit être raisonnablement pure; des concentrations élevées de calcium ou de magnésium provoqueraient la formation de précipités insolubles de phosphates. Si la solution d'APP

est fabriquée sur place, on peut l'utiliser encore chaude pour dissoudre des solides tels que le chlorure de potassium ou l'urée prillée, dont la chaleur de dissolution est négative et qui peuvent ne se dissoudre que lentement dans l'eau froide. De plus, leur chaleur de dissolution négative aide à refroidir la solution d'APP, donc à ralentir son hydrolyse.

Le choix entre l'urée et la solution d'urée-nitrate d'ammonium peut dépendre des disponibilités. Les solutions d'urée-nitrate d'ammonium permettent des concentrations plus élevées, pour les engrais NP, tandis que c'est l'inverse pour la plupart des engrais NPK. La raison en est que le nitrate d'ammonium réagit avec le chlorure de potassium dissous pour donner du chlorure d'ammonium et du nitrate de potassium. Ce dernier est peu soluble à basse température. Si l'usine est proche d'une unité de production d'urée, on peut utiliser la solution d'urée comme source supplémentaire d'azote; si les deux unités sont adjacentes, on peut employer la solution chaude d'urée, qui est d'ordinaire à 75 °C. Pour l'expédition, la solution doit être diluée jusqu'à 40 à 50 °C, suivant la température ambiante.

Comme il a été dit plus haut, une propriété importante des engrais composés liquides est la température de dépôt de cristaux. Slack a donné des procédés empiriques pour prédire la température de dépôt de cristaux pour des mélanges de KCl, d'urée ou de solution d'urée-nitrate d'ammonium et des solutions d'APP de composition normalisée [43]. Ces prédictions ne sont qu'approximatives, puisque la composition de la solution d'APP est variable. Le tableau 4 donne les températures de dépôt de cristaux prédites et mesurées pour certaines formules KCl-UAN-APP. Dans la plupart des cas, cette température est de 0 °C ou au-dessous, ce qui est désirable dans les climats tempérés. Dans les pays tropicaux, où la température minimale à prévoir est supérieure à 0 °C, des dosages plus élevés seraient possibles; c'est le cas en particulier pour les dosages contenant de la potasse où c'est le nitrate de potassium, dont le coefficient de température est élevé, qui cristallise.

On pourrait modifier les dosages du tableau 4 en remplaçant la solution d'urée-nitrate d'ammonium par une quantité équivalente d'azote sous forme d'urée (à l'état solide ou dissous), ce qui modifierait la température de dépôt de cristaux. Pour la plupart des dosages contenant de la potasse, elle s'abaisserait, pour les autres elle s'élèverait. On peut, grâce aux diagrammes et aux formules données par Slack *et al.*, estimer le dosage maximal que l'on peut fabriquer pour toute température donnée, mais il est d'ordinaire préférable de s'en remettre à l'expérience, en utilisant les produits effectivement disponibles pour la préparation des mélanges [43]. Le tableau 5 donne quelques dosages d'engrais liquides obtenus à partir d'urée, d'engrais

TABLEAU 4. DOSAGES D'ENGRAIS LIQUIDES OBTENUS À PARTIR DE 10-34-0, DE SOLUTION D'UAN ET DE KCl

	Dosages, en kg t ⁻¹				Température de dépôt de cristaux, en °C	
	UAN (10-34-0)	KCl (32-0-0)	K ₂ O (52-0-0)	H ₂ O	Calculé	Observé
16-16-0	470	353	—	177	3,3	3,3
13-26-0	765	167	—	68	7,8	—
10-30-0	883	35	—	81	17,8	—
8-8-8	236	126	129	359	+5,0	+0,6
16-8	471	162	129	298	-2,8	10,0
7-21-7	618	35	117	244	11,1	11,1
5-5-10	147	111	161	581	6,7	—
5-10-10	294	65	162	479	7,8	—
1-15-10	441	19	162	378	-6,7	-2,2
4-4-12	117	89	194	600	6,7	—
4-8	236	51	193	520	0,0	+6,1
2	264	11	145	580	18,0	—
2	—	533	—	173	18,0	—
1	—	266	80	507	0,0	—
10	—	175	80	304	5,0	—
10-20	588	130	80	202	-1,7	—
6-3-6	88	161	97	654	7,8	—
8-12-8	253	140	129	378	0,0	—
6-3-9	88	161	145	606	2,8	—
6-6-9	176	133	145	540	0,0	—
6-9-9	265	106	145	484	0,0	—
21-7-0	206	592	—	202	18,0	—
18-12-0	353	453	—	194	18,0	—
12-4-4	118	339	64	479	2,2	—
12-8-4	235	302	64	399	0,0	—
12-12-4	353	266	64	307	0,0	—
12-16-4	471	228	64	237	0,0	—
9-3-6	88	254	97	561	0,0	—
9-6-6	176	227	97	500	-2,2	—
9-9-6	264	200	97	439	-2,2	—
6-2-6	59	169	97	675	7,8	—
6-4-6	117	152	97	634	7,8	—
24-6-0	177	695	—	128	6,7	—
12-3-3	88	349	48	515	7,8	—
12-6-3	176	321	48	455	7,8	—
12-9-3	265	292	48	395	7,8	—
12-12-3	353	266	48	333	5,0	—
8-2-4	59	232	64	645	0,0	—
8-6-4	176	196	64	564	12,8	—
8-2-6	59	231	97	613	0,0	—
8-4-6	117	214	97	572	0,0	—
8-6-6	176	196	97	531	2,2	—
8-8-6	236	176	97	491	2,2	—
8-6-8	176	117	129	499	+4,4	—

10-34-0 et de KCl, et les températures de dépôt de cristaux estimées correspondantes.

Les dosages pour application foliaire peuvent, en général, être réalisés à partir de n'importe quel engrais soluble, s'il est dilué suffisamment pour ne pas brûler les feuilles. Le degré de dilution nécessaire varie beaucoup suivant le produit, la nature de la plante, le degré d'humidité, etc. L'indice de salinité est un guide général pour le choix des produits; il est désirable qu'il soit faible, parce que cela montre que l'on peut tolérer des

TABLEAU 5. DOSAGES D'ENGRAIS LIQUIDES OBTENUS A PARTIR D'UREE, DE 10-34-0 ET DE KCl

Dose	Dosage en %			Température de dépôt de cristaux en C. (°C)
	Uréa	10-34-0	H ₂ O	
18-6-0	383	177	0	3
16-8-4	296	236	65	2
15-10-4	262	294	65	1
15-5-5	294	147	81	9
14-7-7	260	206	113	1
12-12-6	184	353	97	3
10-20-0	90	588	0	17
9-9-9	138	265	145	8
8-24-0	20	706	0	17
7-14-7	63	412	113	13
6-18-6	16	530	97	17
5-10-10	45	294	162	13

^a Seulement pour les dosages dont la température de dépôt de cristaux est inférieure à 0 °C.

concentrations plus élevées. Les indices de salinité des engrais courants figurent dans le chapitre XXII. Parmi les engrais azotés simples, c'est l'urée qui a le plus faible indice de salinité par unité d'azote et on la préfère d'ordinaire pour les applications foliaires. Certaines plantes sont sensibles au biuret présent dans l'urée, mais de l'urée du commerce contenant jusqu'à 1,5 % de biuret a été employée sur des céréales sans inconvénient [44]. On ne dispose pas d'indices de salinité pour les polyphosphates, mais les recherches expérimentales ont montré que les feuilles sont moins sensibles aux polyphosphates (pyrophosphate et tripolyphosphate) qu'à l'orthophosphate. De plus, le polyphosphate a donné de meilleures réponses lors d'expériences sur les céréales. L'indice de salinité du sulfate de potassium est inférieur à celui du chlorure et celui du phosphate monopotassique est très faible.

Une pratique prometteuse, encore au stade expérimental, est la fumure foliaire de soja et d'autres céréales pendant le stade de formation des graines. Depuis 1974, des expériences étendues ont été faites aux Etats-Unis et au Brésil, surtout par Allied Chemical Corporation et par l'Université de l'Etat d'Iowa.

Allied Chemical a mis au point plusieurs dosages, vendus sous la marque "Folian", composés d'urée, de polyphosphate et de sulfate de potassium. La formule exacte n'a pas été publiée, mais un brevet de 1971 cite le polyphosphate d'ammonium. Comme le sulfate de potassium n'est pas très soluble, il est probable qu'une partie de cet élément est sous forme d'orthophosphate ou de polyphosphate. Lors des essais les plus récemment publiés, le dosage de la solution était 12-6,0-6,0-0,5S. On a fait au Brésil cinq expériences sur le soja, avec quatre répétitions. Le traitement qui a donné le meilleur résultat a été une pulvérisation unique de 112 kg/ha, à un stade de

croissance intermédiaire entre early-pod et mid-pod. L'augmentation du rendement, par rapport à l'absence d'application foliaire, a été de 22 %, soit environ 442 kg/ha [45]. Cette pulvérisation s'ajoutait à la fumure du sol, mais ne la remplaçait pas.

L'Université de l'Etat d'Iowa a employé des mélanges d'urée, de polyphosphate de potassium et de sulfate de potassium. Pour certains essais sur le soja, on a employé une solution 10-2,4-4-0,6S. Gray a passé en revue ces essais ainsi que d'autres [44]. Les résultats ont été très encourageants dans certains cas, décevants dans d'autres. Il est évident qu'il faudra encore beaucoup de recherches pour obtenir des résultats fiables. L'inconvénient est le coût élevé du polyphosphate de potassium obtenu à partir de la potasse caustique et de l'acide superphosphorique. Il faudra probablement des phosphates de potassium moins coûteux ou d'autres dosages moins chers pour obtenir sur les céréales des résultats rentables.

Engrais en suspension

Les dosages et les pratiques sont si divers que nous ne chercherons pas à les étudier complètement. Le plus souvent, on emploie des techniques et des matières premières analogues à celles utilisées pour les engrais liquides limpides, sauf que la concentration est limitée par la fluidité, non par la solubilité. On peut se servir de suspensions d'orthophosphate d'ammonium obtenu à partir d'acide fabriqué par voie humide contenant des impuretés insolubles, mais le polyphosphate d'ammonium donne des produits de meilleure qualité. La solution d'urée-nitrate d'ammonium est la source habituelle d'azote supplémentaire et le chlorure de potassium en poudre fine, qui peut ne pas être entièrement soluble dans l'eau, la source habituelle de potassium. On peut ajouter des produits insolubles ou formant des précipités insolubles pour fournir des éléments nutritifs secondaires ou des oligo-éléments. En fait, on peut produire des suspensions de produits complètement insolubles, tels que le calcaire broyé ou le phosphate naturel, avec l'avantage de pouvoir les appliquer sans soulever de poussière.

L'agent de maintien en suspension le plus employé est une argile, l'attapulgit, qui forme un gel, après agitation vigoureuse, avec de l'eau ou des solutions aqueuses. La proportion habituelle, 1 à 2 %, suffit pour fournir une viscosité dans l'intervalle préféré, 300 à 700 centipoises, qui suffit à empêcher un dépôt rapide de solides, mais n'est pas source de difficultés pour le pompage ou la pulvérisation si l'on emploie un équipement adéquat.

Les suspensions peuvent être stockées pendant plusieurs semaines ou plusieurs mois, en les

agitant périodiquement, mais on a en général tendance à restreindre la durée du stockage parce qu'il peut se former des cristaux de taille suffisante pour poser des problèmes.

Balay et Salladay ont décrit la façon de réaliser des suspensions à partir de produits solides [46]. Il semble évident que les suspensions pourraient avoir un avantage, du point de vue économique, sur les mélanges en vrac pour les raisons suivantes :

1. On peut employer du MAP ou du DAP en poudre, meilleur marché que les phosphates d'ammonium granulés.
2. L'azote complémentaire pourrait être fourni par une solution d'urée, moins coûteuse que l'urée solide, si l'on est près de la source : dans le cas contraire, on peut employer l'urée solide sous n'importe quelle forme. Dans certains endroits, il pourrait être économique d'utiliser du sulfate d'ammonium obtenu comme sous-produit.
3. On peut se servir de chlorure de potassium en poudre, meilleur marché que le chlorure granulé.

L'application des engrais en suspension exige des techniques et un équipement spéciaux. C'est pourquoi elle est d'ordinaire faite par les services d'application à forfait, non par le cultivateur lui-même. Cependant, dans les pays où la main-d'œuvre est abondante et peu coûteuse, l'application à la main serait possible.

C. Economie de la production d'engrais composés

Le coût en capital et le coût d'exploitation d'usines d'engrais composés varient beaucoup suivant que l'on part des matières premières de base, de produits intermédiaires, ou de produits finis. Dans la présente section, nous ne parlerons que du coût en capital et du coût d'exploitation, sans tenir compte de la commercialisation et de la distribution. Quand on choisit un procédé de production, le but doit être de fournir les produits les plus adéquats au meilleur coût franco. A cause de la diversité des modes de commercialisation, des disponibilités en matières premières et des besoins de l'agriculture, nous ne chercherons pas à définir le mode de production et de commercialisation le moins coûteux pour une situation spécifique, mais on trouvera quelques principes directeurs dans le chapitre XXIV.

Mélanger est l'un des procédés les moins coûteux, mais son succès dépend de spécifications strictes et d'achats sélectifs des engrais granulés à utiliser, ce qu'on ne peut pas toujours faire de façon satisfaisante. De plus, les engrais employés sont plus chers que des engrais non granulés ou des produits intermédiaires. Comme il a déjà été dit, la monographie n° 8 de la série "Industrie des

engrais" de l'ONUDI donne une description détaillée du mélange en vrac des engrais et des installations d'ensachage, pour des capacités annuelles de 30 000 et de 50 000 tonnes. Les coûts en capital sont estimés respectivement à 443 300 et 565 300 dollars. Une grande partie de cette somme serait aussi nécessaire pour recevoir et ensacher des engrais en vrac et pour stocker les engrais à l'arrivée et les engrais en sacs au départ. On a construit dans des pays développés des installations plus petites, 3 000 à 5 000 tonnes par an, pour des coûts pouvant descendre à 100 000 dollars, d'ordinaire sans installation d'ensachage ni de stockage des produits mélangés.

Les ateliers de production d'engrais composés liquides peuvent aussi être fort peu coûteux s'il est possible de se procurer les produits de la qualité voulue, ce qui, dans de nombreux pays, serait difficile. Le coût en capital et le coût d'exploitation sont bien moindres dans le cas de la solution de polyphosphate d'ammonium obtenue à partie d'ammoniac et d'acide phosphorique que pour le phosphate d'ammonium granulé, mais cette façon de faire exige de l'acide phosphorique plus concentré et d'une composition bien plus strictement spécifiée que, dans certains pays, il est difficile de se procurer. Une solution d'urée-nitrate d'ammonium, si elle est disponible à proximité devrait être meilleur marché que l'urée solide. La quantité d'énergie nécessaire est moindre pour les solutions que pour les solides puisqu'on n'a pas besoin de combustible pour l'évaporation et le séchage.

Des estimations, données à titre d'exemple, pour la production de phosphates d'ammonium et de nitrophosphates granulés figurent dans les chapitres XIV, XV et XXV. Ajouter des sels de potassium n'augmente que fort peu l'investissement et le coût d'exploitation. Dans les procédés de granulation de bouillie, l'addition de potasse diminue d'ordinaire le rapport de recyclage; pour une même taille de l'équipement, on peut donc prévoir une production plus élevée (par exemple) de 10-25-25 que de 18-46-0. Cependant, l'addition de nitrate d'ammonium ou d'urée peut ne pas réduire le rapport de recyclage; la taille et le coût de l'installation de granulation devraient donc augmenter proportionnellement à la capacité, comme exposé dans le chapitre XIV. On dispose de peu d'informations sur le coût du prillage des engrais composés ou de leur granulation en masse fondue, sauf pour quelques dosages, comme il est exposé dans le chapitre XIV. Ruskan a comparé le coût du prillage et celui de la granulation en masse fondue pour l'urée et le nitrate d'ammonium [47]. Cette comparaison serait peut-être valable aussi pour les engrais composés adaptables à ces procédés.

Fisons Ltd., qui propose des installations "Granupak" normalisées de diverses tailles, a

fourni quelques informations sur la granulation à la vapeur de mélanges d'engrais secs [48]. Ces installations consistent essentiellement en trémies, dispositifs d'alimentation et broyeur pour les matières premières, un granulateur équipé pour l'injection de vapeur et la pulvérisation d'eau, un sécheur, un refroidisseur, des dépoussiéreurs à sec, des tamis, un broyeur pour le refus et l'équipement nécessaire pour l'enrobage des produits finis, ainsi que les convoyeurs et les instruments de mesure nécessaires. D'après les prix anglais au 1^{er} juillet 1977, l'ordre de grandeur des coûts aux limites des batteries d'installations de base pour la granulation, compte non tenu du stockage des matières premières et des produits est le suivant :

Type	Production	Débit	Coût approximatif de l'installation de base	
			Livres sterling	Equivalent en dollars ^d
I	5 à 10	15	906 000	1 540 000
II	7 à 15	22	1 196 000	2 033 000
III	10 à 20	35	1 696 000	2 883 000
IV	15 à 30	55	2 161 000	3 673 000

^dEn admettant un taux de change de 1,70 dollar pour une livre sterling

On peut ajouter des éléments complémentaires d'équipement, dont les coûts approximatifs sont les suivants :

1. Chaudière à vapeur intégrée pour la granulation.
2. Laveur à gaz.
3. Système de préneutralisation de l'acide phosphorique.
4. Addition d'une solution de nitrate d'ammonium.

La brochure de la société Fisons donne les valeurs extrêmes suivantes pour les services auxiliaires nécessaires à la granulation d'une gamme étendue d'engrais NP, NPK et PK :

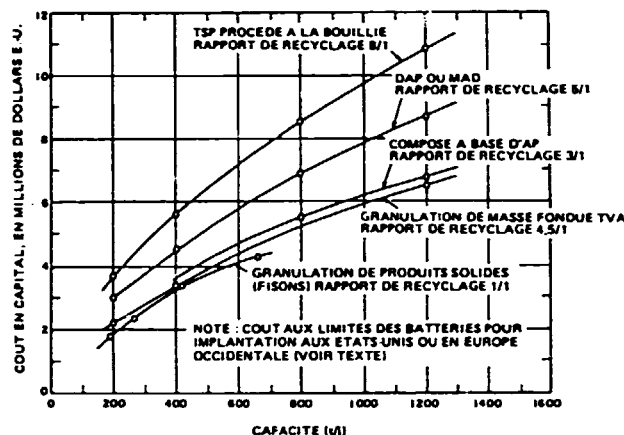
Quantité nécessaire par tonne de produits	
Vapeur (3 kg/cm ² , min)	20-80 kg
Eau (3 kg/cm ² , min)	0,05 m ³
Combustible	60 000-150 000 kcal
Electricité	15-25 kWh

On pourrait se servir de ces données pour estimer à peu près le coût de la granulation d'un engrais composé à partir d'engrais secs. Il faudrait naturellement tenir compte du stockage des matières premières et des produits, des installations d'ensachage, si elles sont nécessaires, et de diverses installations auxiliaires en dehors des limites de l'usine ainsi que des coûts supplémentaires éventuels liés à une implantation spécifique. Le coût d'exploitation par tonne de produit dépendra évidemment du rapport de recyclage, puisque ce rapport détermine la production horaire pour une taille donnée de l'usine; il dépend du dosage choisi et de l'exactitude de la

régulation des paramètres en cause comme nous l'avons déjà souligné dans le présent chapitre.

La figure 15 donne les coûts en capital estimés (aux limites des batteries) d'usines de granulation de divers types implantées aux Etats-Unis ou en Europe occidentale, compte non tenu du stockage des matières premières et des produits ni d'aucune installation auxiliaire, sauf comme indiqué ci-dessous :

Figure 15. Coût en capital d'usines de granulation en fonction de la capacité



La courbe concernant le TSP tient compte de l'équipement nécessaire pour le broyage du phosphate naturel et l'acidification de la bouillie (voir chapitre XIV, tableau 2).

La courbe pour le DAP et le MAP concerne le procédé classique de la TVA, avec préneutralisation et récupération de l'ammoniac; elle serait approximativement valable pour toute fabrication d'engrais composés à base de phosphate d'ammonium dont le rapport de recyclage serait d'environ 5/1.

La courbe concernant les engrais composés à base de phosphate d'ammonium s'appliquerait à tout engrais composé NP ou NPK à base d'acide phosphorique et d'ammoniac et fabriqué par un procédé à la bouillie avec un rapport de recyclage d'environ 3/1. Elle serait aussi valable pour du phosphate diammonique simple fabriqué par un procédé à réacteur tubulaire tel que celui de la TVA ou de la S.A. Cros, où le rapport de recyclage serait de 3/1 (voir chapitre XIV).

La courbe pour granulation en masse fondue s'applique surtout à des engrais composés à base de phosphate d'ammonium ou de phosphate-sulfate, fabriqués au moyen du réacteur tubulaire de la TVA, du type normal ou du type en T. Ce procédé n'exige pas de sécheur et le rapport de recyclage serait d'environ 4,5/1. La courbe serait aussi à peu près valable pour d'autres engrais NP ou NPK obtenus par des procédés analogues (addition de produits anhydres à l'état solide ou à l'état fondu) pourvu que le rapport de recyclage soit à peu près le même. La courbe pour la

granulation à la vapeur repose sur les données fournies par Fisons Ltd. concernant les usines "Granupak", en supposant un rapport de recyclage de 1/1. Le coût comprend une chaudière à vapeur intégrée et l'équipement nécessaire pour préneutraliser l'acide phosphorique, si on le désire. Toutefois, le procédé est fondamentalement conçu pour la granulation de produits secs (voir description plus haut dans le présent chapitre).

Il est à remarquer que l'usine de granulation est d'ordinaire conçue pour un débit spécifique (recyclage plus produit) et que ce débit est un élément essentiel de son coût (figure 13, chapitre XIV). Une fois l'usine construite, sa capacité de production dépend du rapport de recyclage. L'estimation de ce rapport de recyclage pour les produits qu'on désire fabriquer est donc importante dans l'établissement d'un projet.

Références

1. Brook, A. T. 1957. "Developments in Granulation Techniques," *Proceedings of the Fertiliser Society* (London), No. 47.
2. Hignett, T. P. 1963. "Granulation of Fertilizers," *Farm Chemicals*, 126(1):16-17, 59-60; (2):14-15, 74-75; (3):30-31, 56-58; (4):32-34, 54-56.
3. Phillips, A. B., G. C. Hicks, J. E. Jordan, and T. P. Hignett. 1958. "Fertilizer Granulation: Effect of Particle Size of Raw Materials on Granulation of Fertilizers," *Journal of Agricultural and Food Chemistry*, 6:449-453.
4. Whyte, G. B. 1972. "Low Recycle NPK Granulation—Design and Practical Aspects," *Proceedings of the Fertiliser Society* (London), No. 127.
5. Maier, S. 1977. "The Production of Compacted Fertilizers," in *Granular Fertilizers and Their Production*, British Sulphur Corporation, London, England.
6. Keenan, F. G. 1930. "Reactions Occurring During the Ammoniation of Superphosphates," *Industrial and Engineering Chemistry*, 22(12):1378-1382.
7. White, L. M., J. O. Hardesty, and W. H. Ross. 1935. "Ammoniation of Double Superphosphate," *Industrial and Engineering Chemistry*, 27(5):562-567.
8. Yates, L. D., F. T. Nielsson, and G. C. Hicks. 1954. "TVA Continuous Ammoniator," *Farm Chemicals*, 117(7):38-48; (8):34-41.
9. Hignett, T. P. 1956. "Pilot Plant Studies of Granulation of High-Analysis Fertilizers," *Agricultural Chemistry*, 11(3):34-37, 141-143.
10. Nevins, J. L. and F. P. Achorn. 1969. "Formulation for a TVA-Type Ammoniator-Granulator by Computer," *Proceedings of the Fertilizer Industry Round Table*, p. 80-89.
11. Hargett, N. L. and L. G. Sills. 1977. "Fertilizer Distribution Centers in the United States," *Proceedings of the Fertilizer Industry Round Table*, p. 148-157.
12. Berquin, Y. and J. Burko. 1974. "Hot Spherodizer Processes and Complex Fertilizers," *Proceedings of the Fertilizer Industry Round Table*, p. 110-115.
13. Arzani, A. 1969. "New Developments in Fluid-Bed Granulation of High Analysis Fertilizers." Paper presented at 158th National Meeting of American Chemical Society, September 7-12, New York, New York.
14. Berquin, Y. F. 1977. "Prospects for Full-Scale Development of Spouting Beds in Fertilizer Granulation," in *Granular Fertilizers and Their Production*, p. 296-303, British Sulphur Corporation, London, England.
15. Ando, J. 1970. "Developments in Granulation of Mixed Fertilizers in Japan," *Proceedings of the Fertilizer Industry Round Table*, p. 85-92.
16. Porter, S. J. and W. F. Sheldrick. 1966. "Fisons Melt Process for the Manufacture of Concentrated Granular Fertilizers," *Proceedings of the Fertilizer Industry Round Table*, p. 104-109.
17. Tennessee Valley Authority. 1972. *New Developments in Fertilizer Technology, 9th Demonstration*, TVA Bulletin Y-50, Tennessee Valley Authority, Muscle Shoals, Alabama 35660.
18. Tennessee Valley Authority. 1976. *New Developments in Fertilizer Technology, 11th Demonstration*, TVA Bulletin Y-107, Tennessee Valley Authority, Muscle Shoals, Alabama 35660.
19. Medbery, J. 1977. "Experience with Pipe Cross Reactor," *Proceedings of the Fertilizer Industry Round Table*, p. 52-55.
20. Baggett, K. J. and D. J. Brunner. 1977. "MFA's Experience with TVA Pipe Cross Reactor," *Proceedings of the Fertilizer Industry Round Table*, p. 64-70.
21. Fittell, R. S., L. A. Hollingworth, and J. G. Forney. 1977. "Manufacture of Granular Ammonium Phosphates Using a Pipe Reactor Process," *Proceedings of the Fertilizer Industry Round Table*, p. 70-81.
22. "TVA Modifies its Pipe Reactor for Increased Versatility," 1977. *Phosphorus and Potassium*, 90(July/August):25-30.
23. "The Cros Fertilizer Granulation Process," 1977. *Phosphorus and Potassium*, 87(January/February):33-36.
24. Slack, A. V., J. C. Driskell, and H. K. Walters. 1955. "Ammonium Phosphate-Nitrate: Small-Scale Preparation in a Packed Tower," Paper presented at the 128th National Meeting of the American Chemical Society, Minneapolis, Minnesota.
25. Barnes, M. D. and J. E. Lyons. October 25, 1960. "Mixed Ammonium Nitrate-Monoammonium Phosphate Fertilizers," U.S. Patent 2,957,763.

26. Steenwinkel, F. E. and J. W. Hoogendonk. 1969. "The Prilling of Compound Fertilizers," *Proceedings of the Fertiliser Society* (London), No. 109.
27. Van den Berg, P. J. and G. Hallie. 1960. "New Developments in Granulation Techniques," *Proceedings of the Fertiliser Society* (London), No. 59.
28. Kelly W. J. 1974. "Solids Metering and Handling in an NPK Prilling Plant," *Proceedings of the Fertiliser Society* (London), No. 141.
29. Hatakeyama, A. 1972. "Melt Oil Cooling Process for the Production of Urea-Based Compound Fertilizers," Paper presented at ISMA Technical Conference, November 20-24, Seville, Spain.
30. Tennessee Valley Authority. 1968. *New Developments in Fertilizer Technology, 7th Demonstration*, TVA Report S-433, Muscle Shoals, Alabama 35660.
31. "Urea-Based NP and NPK Fertilizers." 1975. *Phosphorus and Potassium*, 76(March/April): 48-54.
32. Poulton, J. W. 1975. "Bulk Blending Practices in the United Kingdom," *Proceedings of the Fertilizer Industry Round Table*, p. 136-140.
33. "The Andersons: Efficiency and Simplicity in Bulk Blending." 1977. *Fertilizer International*, 95(May):5.
34. Hoffmeister, G. and G. H. Megar. 1975. "Use of Urea in Bulk Blends," *Proceedings of the Fertilizer Industry Round Table*, p. 212-226.
35. Hignett, T. P. 1965. "Bulk Blending of Fertilisers: Practices and Problems," *Proceedings of the Fertiliser Society* (London), No. 87.
36. Hoffmeister, G. 1965. "How to Avoid Segregation in Bulk Blended Fertilizer Materials," *Agricultural Chemistry*, 20:42, 46, 96, 98.
37. Silverberg, J. and G. Hoffmeister. 1972. "Improving the Analyses of Bulk Blends," *Proceedings of the Fertilizer Industry Round Table*, p. 111-121.
38. Hignett, T. P. 1972. "Liquid Fertilizer: Production and Distribution," *Chemtech*, 2:627.
39. Lobo, P. 1975. "Liquid technology Runs the Gamut in South America," *Fertilizer Solutions*, 19(6):46-52.
40. Edmiston, D. C. 1977. "Phosphate Supply—Domestic," *Fertilizer Solutions*, (September/October): 106-113.
41. Slack, A. V. and F. P. Achorn. 1973. "New Developments in Manufacture and Use of Liquid Fertilizers," *Proceedings of the Fertiliser Society* (London), No. 133.
42. Kotlarevsky, I. 1971. "Production of Ammonium Polyphosphate and Liquid Fertilizer from 52 to 54 per cent Phosphoric Acid," Paper No. ID/WG 99/65, Presented at Second Interregional Fertilizer Symposium, Kiev, U.S.S.R.
43. Slack, A. V., J. M. Potts, and H. B. Shaffer. 1964. "Liquid Fertilizers: Solubility relations in Liquid Fertilizer Systems Based on Superphosphoric Acid," *Journal of Agricultural and Food Chemistry*, 12:154-157.
44. Gray, R. C. 1977. "Foliar Fertilisation with Primary Nutrients During the Reproductive Stage of Plant Growth," *Proceedings of the Fertiliser Society* (London), No. 164.
45. "Brazilian Tests Show 22 Percent Increase for Allied Chemical Corporation." 1977. *Fertilizer Solutions*, (July/August):54.
46. Balay, H. L. and D. Salladay. "Producing and Marketing Fertilizer Suspensions," in *Situation 77*, TVA Bulletin Y-115, p. 46-53.
47. Ruskan, R. P. 1976. "Prilling vs Granulation for Nitrogen Fertilizer Production," *Chemical Engineering*, 83(12):114-118.
48. Fisons, Ltd. 1977. "Granupak: A New Approach to a Traditional Concept," Brochure issued by Fisons, Ltd., Felixtowe, England.

XX. Éléments nutritifs secondaires et oligo-éléments

Au cours des dernières décennies, le besoin s'est fait de plus en plus sentir d'ajouter aux engrais des éléments nutritifs autres que l'azote, le phosphore et le potassium et cela pour plusieurs raisons. Les dosages des engrais ont été accrus afin de réduire le coût de la manutention et du transport, de sorte qu'il y a moins de place pour les éléments secondaires et les oligo-éléments qui, auparavant, s'y trouvaient parce qu'ils étaient présents comme impuretés dans les matières premières. De plus, on pense que le problème de la fourniture d'oligo-éléments prendra de plus en plus d'importance à mesure que la quantité naturellement présente dans le sol diminuera. Dans certaines régions et pour certaines cultures, le besoin est apparu d'oligo-éléments spécifiques en assez grandes quantités, plus grandes que ne les fourniraient même les matières premières non purifiées. De plus, les recherches et les méthodes améliorées d'identification des déficiences permettent de déceler de nouveaux cas où des oligo-éléments sont nécessaires.

La nécessité d'ajouter des additifs aux engrais a posé divers problèmes à la production. Dans les mélanges solides, il est difficile d'obtenir un mélange bien homogène de la petite quantité d'additifs et des autres produits; de plus, une fois le mélange réalisé, il peut y avoir ségrégation au cours de la manutention. En outre, certains additifs peuvent ne pas être chimiquement compatibles avec les constituants principaux du mélange. Dans le cas des engrais liquides — engrais azotés simples ou engrais composés — le problème de l'homogénéité est souvent moins difficile, mais, malheureusement, un grand nombre des additifs nécessaires ne sont pas très solubles dans les engrais liquides habituels.

On trouvera dans le présent chapitre des méthodes d'incorporation d'éléments nutritifs secondaires (calcium, magnésium et soufre) et d'oligo-éléments (bore, cuivre, fer, manganèse, molybdène et zinc) dans les engrais de divers types : solides, liquides et suspensions. Ces éléments nutritifs sont tout aussi indispensables à une bonne croissance des plantes que les éléments primaires. Le chlore est aussi un oligo-élément essentiel, mais il est rarement déficient [1].

A. Éléments nutritifs secondaires

On s'est rendu compte, depuis quelque temps, de l'importance des éléments nutritifs secondaires, calcium, magnésium et soufre, pour l'agriculture et, dans les régions où l'on applique une technologie moderne des engrais, il est courant d'ajouter au sol des sources de ces éléments. Outre leur rôle important comme éléments nutritifs, ils servent aussi beaucoup comme amendement pour remédier à des états indésirables du sol. Il est de la plus haute importance de maintenir le pH du sol à la valeur voulue, généralement comprise entre 6 et 7, afin d'obtenir une utilisation efficace des éléments nutritifs par les plantes.

Certains sols sont naturellement fertiles, toutefois, pour qu'ils conservent cette fertilité, l'addition d'amendements est nécessaire. Dans les sols naturellement non productifs, parce que trop acides ou trop alcalins, il faut remédier à cet état de choses avant de pouvoir les utiliser de façon rentable. De plus, de nombreux sols actuellement considérés comme non cultivables pourraient fort bien être amendés de façon rentable et donner de bons résultats.

1. Calcium et magnésium

Le calcium et, à un moindre degré, le magnésium se trouvent dans un grand nombre des engrais couramment utilisés (tableau 1), mais on applique souvent, à part, des composés de ces éléments pour remédier à l'acidité du sol.

Le calcium et le magnésium sont des constituants importants des plantes et le tableau 2 indique les symptômes des déficiences correspondantes. Toutefois, les sources de calcium et de magnésium sont souvent fournies en quantités calculées pour ajuster le pH du sol, non en réponse à une déficience constatée des plantes.

On emploie d'ordinaire, à l'état de poudre fine, le calcaire pour agriculture (principalement formé de carbonate de calcium), la dolomie (carbonate double de calcium et de magnésium) ou les calcaires dolomitiques qui sont intermédiaires entre les deux. Il existe d'autres sources : chaux vive ou éteinte, marne et déchets calcaires tels que coquilles d'huîtres, boue et scories. Le

TABEAU 1. ENGRAIS D'USAGE COURANT QUI CONTIENNENT AUSSI DES ÉLÉMENTS NUTRITIFS SECONDAIRES

Engrais	Formule du principal composé présent	Composition en pourcentages en poids					N
		N	P ₂ O ₅	K ₂ O	CaO	MgO	
Nitrate d'ammonium-calcaire ^a	NH ₄ NO ₃ + CaCO ₃ + MgCO ₃	21-26	—	—	10-22	0-7	—
Phosphate-sulfate d'ammonium	NH ₄ H ₂ PO ₄ + (NH ₄) ₂ SO ₄	16	20	—	—	—	15
Sulfate d'ammonium	(NH ₄) ₂ SO ₄	21	—	—	—	—	23
Sulfate-nitrate d'ammonium	(NH ₄) ₂ SO ₄ + NH ₄ NO ₃	26	—	—	—	—	12
Cyanamide calcique	CaCN ₂	21	—	—	70	—	—
Nitrate de calcium	Ca(NO ₃) ₂	15	—	—	27	2	—
Phosphate naturel	3Ca ₃ (PO ₄) ₂ + CaF ₂	—	30-36	—	45-50	0,1-1	—
Sulfate de potassium-magnésium (langbeinite)	K ₂ SO ₄ + 2MgSO ₄	—	—	21	—	19	22
Sulfate de potassium	K ₂ SO ₄	—	—	50	—	—	17
Superphosphate simple	CaH ₂ (PO ₄) ₂ + H ₂ O + CaSO ₄	—	20	—	28	—	13
Superphosphate triple	CaH ₂ (PO ₄) ₂ + H ₂ O	—	46	—	19	—	1
Phosphate de calcium- magnésium fondu	indéfinie	—	20	—	32	18	—
Scories basiques	indéfinie	—	15-20	—	42-50	2-8	—

^aAussi appelé nitrate de calcium-ammonium

TABEAU 2. SYMPTÔMES DES DÉFICIENCES EN CALCIUM, MAGNÉSIUM ET SOUFRE CHEZ LES PLANTES

Éléments nutritifs secondaires	Symptômes de déficience
Calcium	Dans la plupart des cas, les racines poussent moins vite et pourrissent souvent, ces symptômes se manifestent avant que l'on constate quoi que ce soit sur la partie hors terre. Pour une déficience d'importance moyenne, les jeunes feuilles se déforment, elles ne poussent pas et sont tachetées ou présentent des zones nécrotiques. Pour une déficience aiguë, on constate une destruction générale des méristèmes et la mort des bourgeons terminaux.
Magnésium	On constate souvent des symptômes sur les feuilles inférieures. Dans le cas du coton, elles rougissent tandis que, pour les pommes de terre, une coloration jaune-orangé apparaît sur les feuilles inférieures et le long des nervures. Dans le cas du maïs, il apparaît des bandes ou des signes de chlorose entre les nervures et, si la déficience est considérable, on remarque souvent une coloration rouge écarlate sur les feuilles inférieures.
Soufre	Les symptômes sont analogues à ceux de la déficience en azote. En cas de déficience permanente de l'un ou de l'autre, l'aspect de la plante ne permet pas de poser avec certitude un diagnostic différentiel, mais, si la quantité disponible diminue, on peut observer une différence: s'il s'agit d'une déficience en azote, les plantes peuvent prendre une couleur vert-jaunâtre et, chez certaines d'entre elles, les feuilles inférieures peuvent jaunir et tomber. S'il s'agit de soufre, les feuilles les plus âgées restent vertes, les feuilles plus jeunes deviennent vert-jaunâtre et, dans les cas graves, chlorotiques.

Source: K. C. Berger et P. E. Pratt, 1963 "Advances in Secondary and Micronutrient Fertilization", dans *Fertilizer Technology and Usage*, p. 287 à 340, M. H. McVickar, G. E. Bridger et I. B. Nelson (éds.), Soil Science Society of America, Madison (Wisconsin).

TABEAU 3. POUVOIRS NEUTRALISANTS RELATIFS DE PRODUITS PURS EMPLOYÉS POUR LE CHAULAGE

Produit	Ajustement de produits équivalents à 100		
	Pouvoirs neutralisants relatifs	Carbonate de calcium	Chaux vive
Carbonate de calcium	100	1 000	1 785
Carbonate de magnésium	119	840	1 500
Chaux vive	178	560	1 000
Oxyde de magnésium	250	400	715
Chaux éteinte	135	740	1 320
Hydroxyde de magnésium	172	580	1 035
Dolomite	108	925	1 665
Dolomite hydratée	175	572	1 020

Source: R. S. Boynton, 1960 "Calcium and Magnesium in Mixed Fertilizer", dans *Chemistry and Technology of Fertilizers*, p. 447, Vincent Sauchelli (ed.), New York, Reinhold Publishing Corporation, Londres, Chapman and Hall.

choix du produit employé dépend surtout des disponibilités sur place et de considérations économiques. Le tableau 3 donne les pouvoirs neutralisants relatifs des produits purs.

La finesse du calcaire utilisé pour cette application directe, appelée chaulage, varie beaucoup, depuis la "poudre" passant au tamis à mailles de 2,36 mm jusqu'à la "farine" de 0,147 mm ou moins. Plus le produit est broyé finement, plus son action est rapide. Une granulométrie telle qu'environ la moitié passe au tamis à mailles de 0,175 mm pourrait être un bon compromis.

Pour beaucoup de sols, l'application de ces composés du calcium et du magnésium provoque une augmentation frappante de la croissance des plantes, supérieure à celle qu'on pourrait prévoir pour une simple réponse à l'élément déficient [2]. Les avantages suivent.

Plus grande disponibilité du phosphore. Dans le cas des sols acides et de ceux contenant

beaucoup d'oxydes d'aluminium et de fer, la disponibilité en phosphates diminue parce qu'ils réagissent avec ces composés. Si l'on amène le pH entre 6 et 7, cette disponibilité s'améliore, parce que le fer et l'aluminium sont précipités sous des formes autres que le phosphate, mais, pour des pH plus élevés, la disponibilité diminue à cause de la précipitation de phosphates de calcium ou de magnésium.

Nitrification. La plupart des organismes transformant l'ammoniaque en nitrate ont besoin de calcium.

Fixation de l'azote. Ce processus est favorisé par le chaulage.

Optimisation de l'absorption d'oligo-éléments. Bien que de petites quantités d'oligo-éléments soient nécessaires pour une bonne croissance des plantes, chaque fois que l'un d'eux est disponible à une trop forte concentration, il devient toxique. On peut chauler pour réguler l'absorption de micro-éléments. La disponibilité de ceux-ci diminue — sauf dans le cas du molybdène — lorsque le pH s'élève. Suivant la nature du sol, un pH compris entre 6 et 7 est d'ordinaire le plus satisfaisant du point de vue de la disponibilité et de la toxicité des éléments nutritifs. La déficience en molybdène diminue en général quand le pH s'élève et, de ce point de vue, il est préférable qu'il soit supérieur à 7; cependant, on évite de dépasser ce chiffre pour les raisons indiquées plus haut.

Etat physique du sol. Le chaulage améliore la structure des sols à texture fine.

2. Soufre

On emploie couramment les composés sulfurés comme amendements des sols pour remédier à leur alcalinité ou à leur salinité (présence d'un excès de sels sodiques, en particulier le chlorure et les carbonates); on utilise pour cela des tonnages considérables de gypse (sulfate de calcium) [3]. On se sert aussi de soufre élément. Le gypse est également utile pour la remise en valeur de sols qui ont été inondés par l'eau de mer. On a signalé l'utilisation avec succès de pyrite (FeS_2) en Inde pour la remise en valeur de sols alcalins [4]. L'opération a porté sur des milliers d'hectares qui ont reçu 7 tonnes ou plus de pyrite par hectare. La pyrite peut aussi servir à baisser le pH des sols calcaires.

Jusqu'à une date relativement récente, le rôle essentiel du soufre dans la nutrition des plantes n'avait guère attiré l'attention et l'on n'en avait pas beaucoup parlé. Depuis le début, la fabrication des engrais a beaucoup compté sur l'acide sulfurique comme réactif pour libérer le phosphate de son minéral — comme dans la production de superphosphate — et pour fixer l'ammoniac sous une forme solide, telle que le sulfate d'ammonium.

Une grande partie du soufre présent dans l'air à l'état de dioxyde est amené au sol par les pluies et devient disponible pour les plantes; la quantité peut varier d'environ 4 à 44 kg/ha/an; elle dépend beaucoup de la proximité de zones où l'on brûle des combustibles contenant du soufre. Certains sols contiennent aussi naturellement des quantités largement suffisantes de soufre.

L'évolution de ces dernières années a tendu à réduire ces sources et l'attention se concentre maintenant sur la meilleure façon de fournir du soufre à un grand nombre de plantes cultivées. Une des causes de cette réduction est le recours à des engrais à dosage plus élevé; une autre est que la quantité de soufre disponible à partir de l'atmosphère diminue. On insiste davantage sur la lutte contre les polluants de l'atmosphère, dont le dioxyde de soufre, et l'on brûle de plus en plus des combustibles exempts de soufre ou en contenant peu. La combustion du charbon dans les centrales électriques dégage dans l'atmosphère de grandes quantités de soufre, mais cette source diminuera à cause de règlements plus sévères concernant la pollution et de l'emploi accru de l'énergie atomique.

Les symptômes de la déficience en soufre des plantes ont été donnés plus haut dans le tableau 2. On y remédie soit en ajoutant un engrais contenant du soufre, soit par application séparée d'un composé sulfuré; le choix dépend en général de considérations économiques [5]. La quantité est d'ordinaire comprise entre 10 et 50 kg/ha. Le tableau 1 donne la composition de nombreux engrais d'usage courant contenant du soufre.

3. Incorporation d'éléments nutritifs secondaires dans les engrais granulés

Bien que des quantités très appréciables de calcium soient présentes dans un grand nombre d'engrais d'usage courant (superphosphates, nitrophosphates, cyanamide calcique et nitrate de calcium) il est fréquent que l'on applique directement du calcium au sol sous forme de calcaire ou de dolomie broyées; cette dernière est aussi la source habituelle de magnésium. Cependant, certains sols ont besoin de magnésium, mais l'addition de dolomie est indésirable parce que le pH est déjà élevé. Dans ce cas, on incorpore à l'engrais du sulfate de magnésium ou de magnésium-potassium [6], en général à la dose de 20 à 60 kg de magnésium par ha. On a aussi employé pour cela, à l'état pulvérulent, des minéraux contenant des silicates de magnésium, tels que la serpentine.

Dans certains pays d'Europe l'addition de magnésium aux engrais est tout à fait courante, sous forme habituellement de kiesérite ($\text{MgSO}_4 \cdot \text{H}_2\text{O}$). Dans certaines régions où l'on applique aux prairies de grandes quantités d'azote,

le besoin de magnésium devient important. Dans les autres pays, la nécessité de fournir du magnésium dans les engrais augmentera probablement à mesure que le taux d'utilisation des engrais approchera des chiffres européens.

On a mis au point plusieurs méthodes pour incorporer des composés du soufre aux engrais granulés [6, 7]. On a réussi à incorporer du soufre élément dans du superphosphate concentré en granulants à la vapeur et à l'eau le superphosphate et le soufre dans un tambour rotatif. On a signalé la production à l'échelle industrielle d'engrais granulés à haut dosage avec addition de soufre élément. D'autre part, un mélange prillé d'urée et de soufre (40 % N et 10 % S) est un produit relativement nouveau actuellement fabriqué dans l'ouest des Etats-Unis.

Le nitrate d'ammonium, ou tout autre nitrate non dilué, ne doit pas être mélangé à du soufre élément [8], car le soufre est oxydable, et dans des mélanges de ce genre, il y a danger d'explosion. Cependant, on peut mélanger sans danger les nitrates avec des sulfates et un produit de ce type, le sulfate-nitrate d'ammonium (26 % N et 12 % S) est produit commercialement. Il faut aussi prendre des précautions si le soufre élément est mélangé à sec avec des engrais granulés. Pour éviter les explosions, il est indispensable de réguler au minimum la production de poussière dans des endroits clos et d'éviter toute source possible d'inflammation dans le voisinage. La ventilation doit être adéquate. Certains opérateurs ont constaté que l'emploi d'un brouillard de vapeur ou d'eau aide à réduire le dégagement de poussière et l'apparition de charges électriques statiques [3].

On ajoute couramment du soufre aux engrais composés granulés et à ceux obtenus par mélange en vrac, sous forme de sulfate d'ammonium ou de calcium, ou de superphosphate simple. L'emploi d'acide sulfurique et d'ammoniaque dans les procédés de granulation forme sur place du sulfate d'ammonium (voir chapitre XIX). Dans certaines usines d'acide phosphorique on soutire avant filtration une partie de la bouillie d'acide phosphorique et de gypse que l'on emploie directement pour obtenir des engrais granulés composés, les proportions étant choisies de façon que le produit final contienne la quantité désirée de soufre.

Dans certains pays, on emploie du superphosphate enrichi, dont la teneur en soufre est intermédiaire entre celles du superphosphate simple et du superphosphate triple. En Australie et en Nouvelle-Zélande on ajoute du soufre au superphosphate simple, le mélange contenant 18 à 36 % de soufre. On peut procéder par simple mélange, mais le plus souvent, on ajoute le soufre pendant l'acidification.

Produits pour mélange en vrac ou application directe

Les produits contenant des éléments secondaires disponibles sous forme granulée qui conviendraient pour l'application directe ou le mélange en vrac sont notamment :

- Superphosphates simple et enrichi
- Nitrate de calcium-ammonium
- Sulfate d'ammonium
- Sulfate-nitrate d'ammonium
- Gypse
- Langbeinite
- Urée-sulfate d'ammonium
- Urée-soufre
- Soufre élément
- Sulfate de potassium

Dans ce contexte, le mot "granulé" désigne tout produit de granulométrie adéquate, qu'il soit obtenu par prillage, compaction, broyage et tamisage ou granulation classique. Le tableau I donne la composition habituelle de certains d'entre eux. On peut citer, comme produits existant dans le commerce qui ne figurent pas dans le tableau I : urée-soufre (40 % N et 10 % S), urée-sulfate d'ammonium (40 % N et 6 % S), et gypse (32 % CaO et 18 % S).

4. Addition d'éléments nutritifs secondaires aux engrais liquides

Parmi les éléments nutritifs secondaires, le calcium et le soufre sont ceux qu'on ajoute le plus souvent aux engrais liquides [9]. L'addition de calcium n'est guère utilisée que dans l'ouest des Etats-Unis; la forme adoptée est le nitrate de calcium dissous dans une solution de nitrate d'ammonium. L'engrais du commerce contient 26 % de nitrate de calcium et 30 % de nitrate d'ammonium, soit un total de 17 % d'azote. La solution est appliquée directement, non en mélange avec d'autres solutions.

Le calcium n'est pas compatible avec les engrais liquides composés ordinaires, qui contiennent des phosphates, puisqu'il précipiterait sous forme de phosphate de calcium. D'ailleurs, il ne semble guère utile de l'ajouter à des mélanges liquides, car l'application directe de calcaire d'origine locale est d'ordinaire plus économique.

On emploie très peu le magnésium dans les engrais liquides. Comme le calcium, il précipite à l'état de phosphate à partir des engrais liquides phosphatés.

Le soufre est ajouté aux solutions azotées et aux engrais mélangés liquides sous trois formes : solutions de polysulfure, de bisulfite et d'hypo-sulfite d'ammonium. La solution de polysulfure est compatible avec l'ammoniac anhydre ou l'ammoniaque, mais n'est pratiquement pas soluble dans les mélanges liquides contenant des phos-

phates. La solution de bisulfite d'ammonium (8,5 % d'azote et 17 % de soufre) peut être mélangée avec n'importe quel engrais liquide. Avec le nitrate d'ammonium les dosages courants sont 18-0-0-2 (N-P₂O₅-K₂O-S) et 14-0-0-7. Avec les mélanges liquides, on a signalé des dosages tels que 10-10-0-3, 8-8-0-8 et 15-5-0-1.

L'addition de la solution de bisulfite d'ammonium à un engrais liquide 10-34-0 contenant du polyphosphate d'ammonium donne des produits liquides tels que 10-30-0-3 et 10-26-0-5. Comme nous le dirons plus loin au sujet des oligo-éléments, cet engrais liquide 10-34-0, qui contient à peu près la moitié de son phosphate sous forme d'orthophosphate et l'autre moitié sous forme de polyphosphate, est un agent complexant actif. Son emploi dans l'industrie des engrais liquides se développe rapidement. Le sulfate et le sulfite d'ammonium sont un peu moins solubles dans cette solution.

L'hyposulfite d'ammonium est utilisé sous forme de solution aqueuse contenant 12 % d'azote et 26 % de soufre, compatible en toutes proportions avec les solutions neutres ou alcalines contenant des phosphates ainsi qu'avec l'ammoniaque et les solutions azotées. Son addition à une solution d'orthophosphate 8-24-0 ou de polyphosphate 10-34-0 donne des dosages tels que 10-12-0-13 et 11-17-0-13.

Le sulfate d'ammonium ou de potassium est aussi employé pour fournir du soufre dans les engrais liquides, mais, comme ces corps sont assez peu solubles, le pourcentage possible est limité.

5. Addition d'éléments nutritifs secondaires à des suspensions

Le meilleur moyen d'incorporer du magnésium et d'autres produits insolubles dans des engrais liquides est probablement la technique, récemment mise au point, de la suspension [10]. Le produit insoluble, à l'état de fines particules, donne, en présence d'un agent approprié, une suspension stable, ne déposant pas.

Une pratique récente consiste à appliquer sous forme de suspension du calcaire ou de la dolomie en poudre fine, ce qui a l'avantage d'éviter la poussière soulevée par l'application à l'état sec. La proportion en poids de calcaire dans l'eau peut, en pratique, atteindre 60 %.

On peut ajouter du soufre aux suspensions sous forme de soufre élément en poudre fine, de sulfate d'ammonium ou de gypse broyé.

B. Oligo-éléments

Les oligo-éléments — bore, cuivre, fer, manganèse, molybdène, zinc — sont tout aussi indis-

pensables à la croissance des plantes que les éléments nutritifs primaires (azote, phosphore et potassium) et secondaires (calcium, magnésium et soufre). A mesure que les rendements augmentent grâce à une fumure plus adéquate au moyen d'éléments nutritifs primaires, le besoin d'un ou de plusieurs de ces éléments devient souvent le paramètre limite. On observa chaque année plus de cas de réponses rentables à l'addition d'oligo-éléments, souvent dans des zones où l'on ne soupçonnait pas auparavant l'existence de déficiences.

Les cultivateurs éclairés qui entendent parler de récoltes plus importantes obtenues par addition d'oligo-éléments sont très désireux d'en tirer le bénéfice, mais la tâche de déterminer les oligo-éléments nécessaires pour chaque récolte et chaque exploitation est énorme. Même si l'on pouvait obtenir cette information, rien ne garantirait qu'elle serait encore valable les années suivantes. Des déficiences en oligo-éléments peuvent apparaître pour diverses raisons : épuisement de la quantité contenue dans le sol, variation du pH de celui-ci, réduction de la disponibilité par suite d'interaction avec d'autres éléments nutritifs, suppression de limitations du rendement dues à d'autres facteurs.

En général, on mélange les oligo-éléments avec des engrais chimiques classiques et on les ajoute au sol dans le cours des programmes normaux de fumure, mais, dans certains cas particuliers, ils sont appliqués directement au sol ou utilisés en pulvérisations sur les feuilles. De nombreux fabricants mélangent des oligo-éléments à l'engrais au moment de l'expédition; d'autres le font pendant la fabrication de l'engrais pour obtenir des produits "extra" fournissant des quantités modérées de plusieurs oligo-éléments. Toutefois, certains agronomes objectent que l'emploi d'éléments non nécessaires gaspille l'argent des cultivateurs et que l'emploi sans discrimination des oligo-éléments peut avoir des effets nuisibles. Le premier point est une question d'ordre économique : l'assurance vaut-elle ce qu'elle coûte ? Ne pas fournir les oligo-éléments nécessaires gaspille aussi l'argent du cultivateur et la détermination des besoins en oligo-éléments est souvent coûteuse, fastidieuse et incertaine. Quant au second point, les effets défavorables sont peu probables si l'engrais extra fournit à peu près la quantité d'oligo-éléments que les récoltes enlèveront.

Toutefois, quand on mélange des oligo-éléments avec des engrais, il peut se produire des réactions chimiques formant de nouveaux composés; la solubilité des oligo-éléments, et par conséquent leur efficacité agronomique, peut donc être modifiée, en bien ou en mal. L'emploi d'un vecteur d'oligo-éléments soluble dans l'eau ne signifie pas nécessairement que cet oligo-élément

pourra se dissoudre dans l'eau du mélange. Inversement, lorsqu'on ajoute à des mélanges des vecteurs insolubles d'oligo-élément, ce dernier peut devenir soluble.

La solubilité dans l'eau des divers oligo-éléments a-t-elle une importance sur le plan agronomique ? On ne dispose que de peu d'informations pour répondre à cette question, mais il est probable que les oligo-éléments contenus dans des engrais granulés seront plus efficaces s'ils sont, au moins en partie, solubles dans l'eau, comme c'est en général le cas des éléments nutritifs primaires. On sait que certains composés insolubles sont des sources efficaces d'oligo-éléments lorsqu'ils sont moulus finement et mélangés au sol, mais ils sont d'ordinaire moins efficaces sous forme granulée.

Les principales sources d'oligo-éléments actuellement d'usage courant sont le borax (tétraborate de sodium décahydraté), le molybdate de sodium et les sulfates solubles des éléments métalliques. On emploie aussi : a) les oxydes et les carbonates; b) les produits frittés, obtenus en fondant sous forme de verre ou de scorie des sels d'oligo-éléments avec de la silice; c) les chélats, qui sont des complexes d'oligo-éléments et de composés organiques, par exemple l'acide éthylènediaminetétra-acétique. Le tableau 4 énumère quelques sources d'oligo-éléments et leurs teneurs en éléments nutritifs. En outre de ces produits raffinés, il existe de nombreux sous-produits des industries extractives et du raffinage des métaux qui sont vendus et utilisés pour leur teneur en oligo-éléments.

Les quantités d'oligo-éléments fournies en pratique sont très variables, suivant l'état du sol et la nature de la récolte. Nous donnons ci-dessous des taux couramment recommandés pour remédier à des déficiences :

Oligo-élément	Oligo-élément appliqué (B, Cu, Fe, Mn, Mo, Zn)
	en kg/ha
Bore	0,1-1,1
Cuivre	5-22
Fer	3-11
Manganèse	5-22
Molybdène	0,01-0,07
Zinc	5-11

Aux Etats-Unis, en 1964, les engrais enrichis en bore, cuivre, fer, manganèse et zinc contenaient, en moyenne, 0,09 % B, 0,36 % Cu, 0,46 % Fe, 0,63 % Mn et 0,39 % Zn [11]. Le tableau 5 donne les symptômes de déficiences en oligo-éléments chez les plantes.

1. Addition d'oligo-éléments aux engrais granulés

On dispose de plusieurs méthodes pour effectuer ce mélange : a) mélange à sec avec des granules du produit; b) enduction sur les granules

TABLEAU 4. TENEUR EN OLIGO-ELEMENTS DE QUELQUES SOURCES

Produit	Formule du principal composé présent	Teneur en oligo-élément (pourcentage en poids de l'élément)
<i>Sources de bore</i>		
Tétraborate de sodium décahydraté (borax)	$\text{Na}_2\text{B}_4\text{O}_{10} \cdot 10\text{H}_2\text{O}$	11
Tétraborate de sodium pentahydraté	$\text{Na}_2\text{B}_4\text{O}_{10} \cdot 5\text{H}_2\text{O}$	14
Tétraborate-pentaborate de sodium	—	20
Uolemanite	$\text{Ca}_2\text{B}_6\text{O}_{17} \cdot 5\text{H}_2\text{O}$	16
<i>Sources de cuivre</i>		
Oxyde cuivrique	CuO	79
Oxyde cuivreux	Cu_2O	86
Sulfate cuivrique monohydraté	$\text{CuSO}_4 \cdot \text{H}_2\text{O}$	35
Sulfate cuivrique pentahydraté	$\text{CuSO}_4 \cdot 5\text{H}_2\text{O}$	25
<i>Sources de fer</i>		
Sulfate ferrique monohydraté	$\text{Fe}(\text{SO}_4)_3 \cdot 9\text{H}_2\text{O}$	20
Sulfate ferreux heptahydraté	$\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$	20
<i>Sources de manganèse</i>		
Carbonate manganéux	MnCO_3	46
Oxyde manganéux (impur)	MnO	58
Oxyde mangano-manganéux	Mn_2O_3	69
Sulfate manganéux monohydraté	$\text{MnSO}_4 \cdot \text{H}_2\text{O}$	24
<i>Sources de molybdène</i>		
Molybdate d'ammonium	$(\text{NH}_4)_2\text{MoO}_4$	49
Molybdate de sodium (anhydre)	Na_2MoO_4	46
Oxyde molybdique (qualité technique)	MoO_3	58-62
<i>Sources de zinc</i>		
Concentré de grillage (ZnO impur)	ZnO	74
Carbonate de zinc (sous-produit)	ZnCO_3	56
Oxyde de zinc	ZnO	80
Sulfate de zinc monohydraté	$\text{ZnSO}_4 \cdot \text{H}_2\text{O}$	36

du produit; c) incorporation au cours de la fabrication de l'engrais. Dans les deux premiers cas, l'oligo-élément peut être ajouté au moment de la fabrication ou plus tard dans une installation de mélange en vrac. Nous exposons ci-dessous des avantages et inconvénients de chaque méthode. Ce sujet a été traité plus à fond par Achorn et Mortvedt [12].

Addition au moment de l'expédition

On mélange parfois les oligo-éléments avec des engrais granulés au moment où ceux-ci sont enlevés du stock du fabricant en vue de l'expédition. Cette façon de faire permet une très grande souplesse quant à la nature et aux proportions des oligo-éléments destinés à des clients différents, mais la difficulté est d'éviter la ségrégation du

TABLEAU 5. SYMPTÔMES DES DÉFICIENCES EN OLIGO-ÉLÉMENTS CHEZ LES PLANTES

Oligo-élément	Symptômes de déficience
Bore	Réduction de la croissance des parties les plus jeunes des plantes, souvent combinée avec une coloration jaune ou rouge. On constate souvent la désintégration et la décomposition des tissus chez les plantes-racines et dans les tiges des crucifères.
Cuivre	Flétrissure puis mort des pointes des feuilles.
Fer	Au début, les feuilles sont pâles de façon uniforme; au stade suivant, il y a chlorose entre les nervures. Dans les cas les plus graves, les nervures sont jaunes.
Manganèse	Chez les plantes dont les nervures sont en réseau, celles-ci restent vertes, mais la chlorose apparaît entre elles. Chez les plantes à nervures parallèles la chlorose est généralisée et l'on observe des symptômes secondaires tels que, chez les céréales, des taches grises.
Molybdène	Le feuillage est jaune ou jaune verdâtre, comme dans le cas de la déficience en azote. Les limbes des feuilles ne se développent pas.
Zinc	Dans la plupart des cas, la croissance des bourgeons terminaux est ralentie, la longueur de la tige diminue et les feuilles se disposent en rosette.

Sources: "The use of Additives as Theme of Liquid Fertilizer Meeting", 1964 *Agricultural Chemicals*, 19(12), 46, 48, 50; Berger, K. C., et P. I. Pratt, 1963 "Advances in Secondary and Micronutrient Fertilization", dans *Fertilizer Technology and Usage*, p. 287 à 340; M. H. McVickar, G. I. Bridger et L. B. Nelson (eds.), Soil Science Society of America, Madison (Wisconsin).

mélange pendant sa manutention ou son application, ce qui pourrait avoir pour effet des réponses irrégulières. Une dose exagérée de certains oligo-éléments est toxique; une application irrégulière sur le sol pourrait être cause de mauvais rendement, aussi bien là où les oligo-éléments seraient en excès que là où ils seraient en quantité insuffisante.

Un moyen d'éviter cette ségrégation est de fournir l'oligo-élément à l'état de granules d'une granulométrie égale à celle de l'engrais; certains fabricants fournissent aujourd'hui leurs produits sous cette forme. Cependant, cette méthode peut ne pas être tout à fait satisfaisante du point de vue agronomique, car les proportions d'oligo-éléments habituellement ajoutées aux engrais sont si faibles que le nombre de granules serait assez minime et la distance entre granules d'oligo-élément sur le sol pourrait être excessive. Par exemple, si l'on employait un oligo-élément en granules de 2,36 mm au taux de 1 kg/ha, cela correspondrait à peu près à 1 granule par 1 000 cm² de surface.

Un autre moyen d'éviter la ségrégation est d'enduire les granules d'engrais de l'oligo-élément à l'état de poudre très fine [13]. Comme tous les granules de l'engrais sont enduits d'oligo-élément, la répartition de celui-ci sur le sol est aussi

uniforme que celle de l'engrais. Le plus souvent, il faut un liant pour faire adhérer l'oligo-élément au granule. Au cours de recherches de la TVA, des oligo-éléments ont été mélangés avec des engrais granulés, pendant une minute, dans un petit mélangeur rotatif; on ajoutait ensuite de l'huile (en général de l'huile pour voitures usées) ou de l'eau et l'on continuait le mélange, ce qui donnait un meilleur résultat qu'ajouter le liant avant l'oligo-élément. On a obtenu une adhérence de 90 % pour diverses sources d'oligo-éléments (sels, oxydes ou produits frittés) avec de petites quantités d'huile (1,5 % à 3 % en poids) ou d'eau (1,5 % à 2 %). La proportion des oligo-éléments par rapport à l'engrais variait de 2 à 12,5 % en poids. On a aussi employé, au lieu de l'eau, des engrais liquides comme liants.

Les produits traités avaient un aspect sec et étaient fluides. Dans le cas du traitement par l'huile, on ne constatait aucune perte de l'adhérence de l'oligo-élément après un mois de stockage, mais, dans certains cas, les sacs étaient décolorés et endommagés. Bien que le traitement par l'eau ait favorisé l'adhérence pour de nombreux mélanges, la plus grande partie de l'efficacité du traitement était perdue après une semaine de stockage et parfois il provoquait la prise en masse. Ce traitement devrait toutefois être utile lorsque les engrais sont épandus immédiatement après le mélange. On a signalé, en Angleterre, l'enduction de mélanges en vrac par un oligo-élément, de l'huile et de l'argile [14].

Comme les besoins en oligo-éléments varient beaucoup suivant la région et suivant la plante cultivée, la fourniture des oligo-éléments appropriés convient bien au service à la carte que proposent d'ordinaire les mélangeurs en vrac [14]. L'addition des sources d'oligo-éléments pendant le mélange fournit aux mélangeurs la souplesse maximale de formulation et n'exige pas un stockage supplémentaire d'engrais.

Incorporation dans les granules au cours de la fabrication

Ce procédé élimine le problème de la ségrégation des oligo-éléments et est probablement moins coûteux pour la fabrication par grandes quantités. L'inconvénient est la rigidité de cette méthode. Il n'est pas rentable pour des fabricants de fabriquer et de stocker de petites quantités de produits spéciaux contenant divers oligo-éléments en différentes proportions. Elle est cependant souvent utile quand on a décelé une déficience à l'échelon régional.

2. Addition d'oligo-éléments aux engrais liquides

On peut aussi lutter contre une déficience en appliquant sur les feuilles des sources d'oligo-éléments solubles. L'avantage est une réponse

rapide des récoltes. De plus, pour certains sols, l'application foliaire est souvent le moyen le plus efficace de fournir l'oligo-élément. Le principal inconvénient est que, pour certains éléments nutritifs, il faut un trop grand nombre d'applications en solution diluée pour fournir des quantités suffisantes d'oligo-éléments.

Addition aux engrais composés liquides

Cette méthode serait avantageuse puisqu'il ne serait pas difficile de fournir de façon homogène les petites quantités nécessaires, mais seuls les borates et le molybdate iodiques sont suffisamment solubles dans les engrais liquides obtenus à partir d'acide orthophosphorique pour fournir les quantités nécessaires; les sels de cuivre, de fer, de manganèse et de zinc y sont pratiquement insolubles.

Un moyen d'incorporer ces oligo-éléments est l'emploi d'un agent qui forme des complexes avec des éléments nutritifs et empêche leur précipitation par le phosphate. On a utilisé des agents complexants organiques, mais ils coûtent très cher. Un agent complexant inorganique, par exemple un engrais liquide au polyphosphate d'ammonium 10-34-0 ou 11-37-0, paraît préférable à cause de son coût relativement faible. Ces solutions contiennent respectivement environ 50 et 70 % de leur P_2O_5 sous forme de polyphosphates (le reste étant présent à l'état d'orthophosphates). La production de ces solutions a été exposée au chapitre XIX. Les études de la TVA ont montré que ces solutions sont des agents complexants efficaces pour les oligo-éléments métalliques, sauf le manganèse [15]. Nous donnons ci-dessous les solubilités à 27 °C de plusieurs sels d'oligo-éléments dans une solution de polyphosphate d'ammonium 11-37-0 et dans des solutions d'orthophosphate d'ammonium 8-24-0.

Sources d'oligo-éléments ajoutés	Solubilité en pourcentage en poids de l'élément	
	B. Cu. Fe. Mn. Mo. Zn	
	Dans une solution de polyphosphate d'ammonium 11-37-0	Dans une solution d'orthophosphate d'ammonium 8-24-0
Tetraborate de sodium décahydrate	0,9 ^a	0,9 ^a
Oxyde cuprique (CuO)	0,7	0,03
Sulfate de cuivre pentahydraté (CuSO ₄ · 5H ₂ O)	1,5	0,13
Sulfate ferrique monohydraté [Fe (SO ₄) · 9H ₂ O]	1,0	0,08
Oxyde manganoso-manganeux (Mn ₂ O ₃)	0,2	0,02
Molybdate de sodium dihydrate (Na ₂ MoO ₄ · 2H ₂ O)	0,5 ^a	0,5 ^a
Carbonate de zinc (ZnCO ₃)	3,0	0,05
Oxyde de zinc (ZnO)	3,0	0,05
Sulfate de zinc monohydraté (ZnSO ₄ · H ₂ O)	2,0	0,05

^aPlus grande quantité essayée. Solubilité maximale non déterminée parce que la croissance de plantes n'exigeant que de petites quantités de molybdène et de bore, la quantité solubilisée était suffisante.

Le sulfate ferreux (FeSO₄ · 7H₂O), l'oxyde ferrique (Fe₂O₃), le bioxyde de manganèse (MnO₂), le sulfate de manganèse (MnSO₄ · H₂O) et le carbonate de manganèse (MnCO₃) sont beaucoup moins solubles dans 11-37-0.

Il semble intéressant d'utiliser l'effet complexant des solutions de polyphosphate d'ammonium pour incorporer des oligo-éléments aux engrais liquides. En outre de l'effet complexant, un autre avantage est que le dosage du produit est accru. L'effet complexant est donc un avantage accessoire, n'entraînant aucun coût supplémentaire. L'incorporation d'oligo-éléments par complexation a l'avantage, par rapport aux mélanges à l'état solide, qu'il est facile d'obtenir une bonne homogénéité et qu'aucune ségrégation n'est possible après mélange. De plus, il n'y a aucune réaction indésirable entre les oligo-éléments et les autres constituants de l'engrais, comme cela se produit parfois dans les mélanges solides. Un inconvénient est que la quantité d'oligo-éléments que l'on dissout peut, dans certains cas, ne pas fournir la quantité désirée par hectare. La pratique en matière de taux d'application est si variée que cet inconvénient est difficile à évaluer.

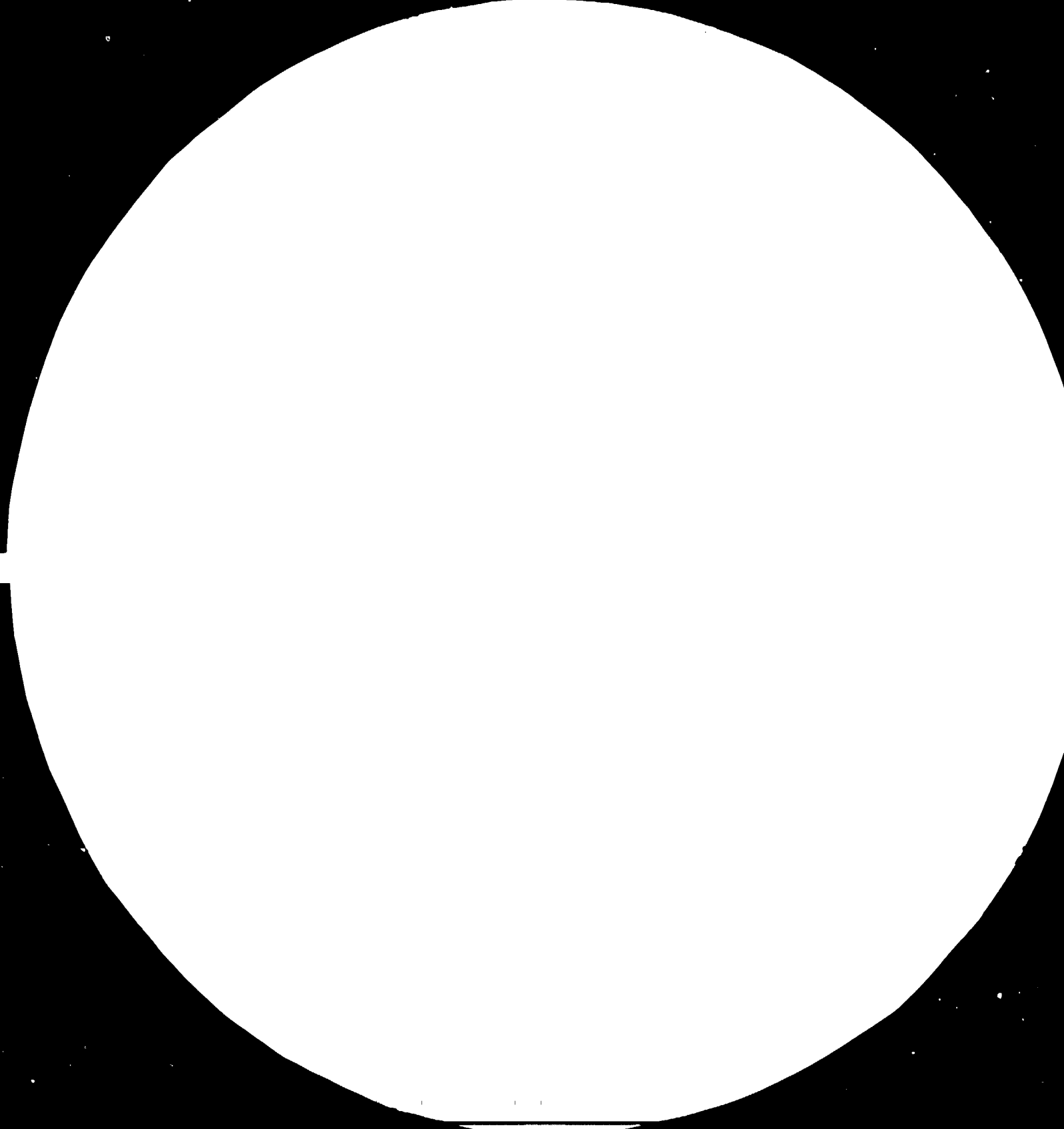
Certains oligo-éléments métalliques sont solubles dans l'ammoniaque et dans les solutions azotées qui en contiennent à l'état libre.

Addition aux engrais en suspension

La technique de la suspension exposée plus haut semble particulièrement applicable dans le cas des oligo-éléments, puisque la solubilité du vecteur d'oligo-éléments est sans importance, sauf dans la mesure où elle a une influence sur les propriétés d'ordre agronomique [10]. Si l'oligo-élément est insoluble, il doit être à l'état de particules assez fines pour qu'il ne se dépose pas rapidement et ne risque pas de colmater les buses de pulvérisation. La seule restriction à la quantité que l'on peut ajouter est la viscosité du produit final, qui dépend de la nature de l'équipement adopté pour l'application.

On a réalisé, à titre d'essai, des suspensions d'engrais NPK avec addition d'oligo-éléments à l'état de produits frittés: sulfates de cuivre, de zinc, de manganèse et de fer. En général, ces corps n'avaient aucune influence importante sur les propriétés physiques de la suspension pour une quantité ajoutée d'environ 5 %.

Les suspensions appliquées peu après leur préparation ne posent aucun problème difficile de dépôt, ni de croissance des cristaux. On peut les appliquer avec certains appareils classiques pour engrais liquides, bien qu'il faille d'ordinaire de plus grandes buses. Si des suspensions doivent être stockées pendant plusieurs jours ou plusieurs semaines, il faut prévoir une agitation. La croissance des cristaux peut être gênante en cas de stockage de longue durée.





32

36

4



MICROCOPY RESOLUTION TEST CHART

NATIONAL BUREAU OF STANDARDS
STANDARD REFERENCE MATERIAL 1010A
APR 1963 (U.S. TEST CHART #1)

C. Autres éléments utiles

Les éléments "essentiels" sont ceux dont il a été démontré qu'ils étaient indispensables, c'est-à-dire que les plantes ne pouvaient atteindre la maturité quand l'élément en cause manquait. Il existe des éléments et des composés dont on n'a pas démontré qu'ils étaient indispensables, mais qui augmentent beaucoup les rendements, dans certaines conditions, ou accroissent la valeur de la récolte.

Les plantes absorbent de grandes quantités de silice et, depuis Liebig (1840), on s'est demandé quel était leur rôle dans la croissance. On n'a pas démontré que le silicium était indispensable dans la croissance des plantes, mais on sait cependant qu'il est indispensable pour obtenir le rendement maximal de certaines récoltes. Aux îles Hawaï, dans le cas de sols contenant peu de silice extractible, l'application de scories de silicate de calcium a augmenté de 8 à 10 t/ha le rendement de la canne à sucre. Sur le même sol, l'application de carbonate de calcium a été sans effet [16]. Des études ultérieures ont montré que plusieurs scories et minéraux siliceux étaient utiles pour augmenter le rendement de la canne à sucre ou de l'herbe du Soudan, mais que le plus efficace était le métasilicate de calcium, CaSiO_3 [17]. Le métasilicate de sodium et le ciment portland (qui contient des silicates dicalcique et tricalcique) étaient efficaces. On fabrique aujourd'hui industriellement le métasilicate de calcium pour usage agricole aux îles Hawaï, en frittant, dans un four à ciment, un mélange de sable siliceux et de calcaire corallien.

Au Japon, les applications de silicate ont permis de fortes augmentations du rendement du riz et il est devenu habituel d'employer la silice

sous forme de scories ou de cendres de foyer [18]. En 1977, ce pays a consommé, comme engrais, 789 000 tonnes de silicate, non compris le phosphate de calcium-magnésium fondu (515 000 tonnes), qui contient aussi de la silice soluble dans le sol [19].

Dans le reste du monde, l'addition délibérée de produits siliceux est rare, bien qu'on emploie beaucoup diverses scories contenant des silicates à cause de leur teneur en calcium, en phosphore ou en oligo-éléments. Comme il a été dit plus haut, le phosphate de calcium-magnésium fondu contient 20 à 30 % de silice; le phosphate Rhenania et les scories basiques en contiennent moins. La production de fer au haut fourneau donne des scories contenant 30 % ou plus de silice et celle de phosphore élément au four électrique donne aussi une scorie contenant 35 à 40 % de silicate de calcium. Ces produits sont quelquefois utilisés pour le chaulage. On a émis l'hypothèse d'une utilité de leur teneur en silice, mais elle n'a guère été étudiée méthodiquement.

Le sodium augmente quelquefois le rendement des asperges et de certaines plantes-racines; il est quelquefois ajouté pour cette raison aux engrais, d'ordinaire sous forme de chlorure.

En Australie, on a appliqué aux prairies de petites quantités de cobalt en pensant surtout à la santé des moutons qui y paissent. Le cobalt est indispensable à l'alimentation des animaux, mais on n'a pas démontré qu'il en était de même pour les plantes. La pratique la plus courante est de fournir, en cas de besoin, des produits contenant du cobalt directement aux animaux. Cependant, le cobalt joue un rôle essentiel dans la fixation de l'azote par les légumineuses et est donc utile à leur croissance.

Références

1. Stout, P. R. 1956. "Micronutrients in Crop Vigor," *Journal of Agricultural and Food Chemistry*, 4(12):1000-1006.
2. Tisdale, S. L., and W. L. Neslon. 1956. *Soil Fertility and Fertilizers*, p. 274-276, McMillan Company, New York, New York.
3. Bixby, D. W., S. L. Tisdale, and D. L. Rucker. 1964. N.P.K.S. *Adding Plant Nutrient Sulphur to Fertilizer*, Technical Bulletin No. 10, The Sulphur Institute, Washington, D.C.
4. Jaggi, T. N. 1977. "Increased Agricultural Production Through Straight Use of Rock Phosphate and Pyrites," *Chemica Age of India*, 28: 975-977.
5. Slack, A. V. and W. C. Scott. 1962. "Developments in High Analysis Liquid Fertilizer," *Commercial Fertilizer and Plant Food Industry*, 105(5): 24-26.
6. Hignett, T. P. 1965. "Fertilizers: A Look Ahead," *Farm Chemicals*, 128(8):36-37, 40, 42, 44.
7. Young, R. D. 1966. "Studies Show Method of Restoring Sulphur," *Agricultural Chemicals*, 21(4): 20-22, 99.
8. Coleman, Russell. 1966. "The Importance of Sulfur as a Plant Nutrient in World Crop Production," *Soil Science*, 101(4):230-239.
9. Slack, A. V. 1960. "Problems in Adding Secondary and Trace Elements and Pesticides to Liquid Fertilizers," *Commercial fertilizer and Plant Food Industry*, 100(4):24-27.
10. Silverberg, Julius and H. K. Walters, Jr. 1964. "Slurry Fertilizers—TVA Progress Report," *Commercial Fertilizers and Plant Food Industry*, 108(4): 26-27, 66-77.
11. United States of America, Department of Agriculture, Statistical Reporting Service, Crop Reporting Board. 1966. *Consumption of Commercial Fertilizers and Primary Plant Nutrients in the United States, Year Ended June 30, 1964*, Washington, D.C.

12. Achorn, F. P. and J. J. Mortvedt. 1977. "Addition of Secondary and Micronutrients to Granular Fertilizers," in *Granular Fertilizers and Their Production*, British Sulphur Corporation, London, England.
13. Hignett, T. P. 1965. "Bulk Blending of Fertilisers: Practices and Problems," *Proceedings of the Fertiliser Society* (London), No. 87.
14. Poulton, J. W. 1975. "Bulk Blending Practices in the United Kingdom," *Proceedings of the Fertilizer Industry Round Table*, p. 136-140.
15. Slack, A. V., J. M. Potts, and H. B. Shaffer, Jr. 1965. "Effect of Polyphosphate Content on Properties and Use of Liquid Fertilizers," *Journal of Agricultural and Food Chemistry*, 13(2):165-171.
16. Fox, R. L., J. A. Silva, O. R. Younge, D. L. Pluncknett, and G. O. Sherman. 1967. "Soil Cane," *Soil Science Society of America Proceedings*, 31:775-779.
17. Clements, H. F., E. W. Putnam, and J. A. Wilson. 1967. "Eliminating Soil Toxicities with Calcium Metasilicate," *Hawaiian Sugar Technologists' Reports*, 26:43-54.
18. *Fertilizer and Feedingstuff Journal*. 1966. 63(10): 389 (abstract of an article by M. Cohaire in *Agriculture Digest*, a bulletin issued by Centre International d'Information et de Documentation des Producteurs de Phosphate Thomas, 47 rue Monotyer, Brussels).
19. Economic Committee. 1977. "Fertilizer Consumption Report," F-16-18a, c-2. ISMA, 28 rue Marbeuf, 75008, Paris, France.

XXI. Engrais à action lente

Les engrais qui dégagent lentement les éléments nutritifs pendant une ou même plusieurs saisons de croissance continuent à attirer l'attention des technologistes et des agronomes. Leurs avantages possibles seraient les suivants : absorption plus efficace par les plantes; réduction des pertes par lessivage, fixation ou décomposition; applications moins nombreuses, donc coûtant moins cher; élimination de la consommation superflue; suppression du danger de brûler les plantes ou endommager les plantules. Cette liste est impressionnante.

L'expression "engrais à action lente", telle qu'elle sera employée dans le présent exposé, désigne les engrais qui, pour une raison quelconque, dégagent pendant une longue période l'élément nutritif qu'ils contiennent. Le seul fait de choisir des produits dont la dissolution est intrinsèquement lente est considéré comme fournissant un certain ralentissement. De plus, il est souvent possible de modifier, jusqu'à un certain point, la vitesse de dégagement de produits insolubles dans l'eau en agissant sur la granulométrie et sur le mode de placement dans le sol.

A. Engrais phosphatés à action lente

Le nombreux engrais de ce type ont été essayés, et certains sont utilisés; les principaux sont le phosphate naturel broyé, le minerai alumineux de phosphate grillé, les scories basiques, le phosphate naturel défluoré (phosphate tricalcique), le phosphate de calcium-magnésium fondu, le phosphate Rhenania, la poudre d'os, le phosphate dicalcique, le phosphate de magnésium-ammonium et les métaphosphates de calcium et de potassium (il serait plus exact d'appeler ces métaphosphates des polyphosphates).

L'emploi du phosphate naturel moulu, y compris le minerai alumineux de phosphate grillé, a été étudié en détail au chapitre XII. Les scories basiques, le phosphate de calcium-magnésium fondu, le phosphate Rhenania, la poudre d'os, le phosphate dicalcique, le phosphate naturel défluoré, le métaphosphate et les phosphates de potassium ont été examinés dans le chapitre XVI. Pour le phosphate de magnésium-ammonium et les composés analogues, le lecteur pourra se reporter au chapitre XIV.

La plupart des engrais phosphates insolubles ou peu solubles sont utilisés soit parce qu'ils sont moins coûteux que les phosphates solubles, soit parce qu'ils fournissent d'autres éléments. Il est très rare qu'on puisse attribuer aucune supériorité, sur le plan agronomique, à la lenteur du dégagement de phosphore dans le sol. En fait, les engrais peu solubles donnent souvent des résultats inférieurs, en particulier pendant la première année de leur application; cependant, certains sont estimés pour des utilisations spéciales parce qu'on peut sans danger les mettre en contact avec les semences ou les racines dans certaines situations. Certains phosphates peu solubles peuvent être particulièrement utiles en agriculture tropicale car les conditions ne sont pas du tout les mêmes que dans les zones tempérées, mais on dispose d'assez peu de données sur ce point.

Les phosphates solubles réagissent rapidement avec le sol pour former des produits relativement insolubles [1]. Donc, les phosphates entièrement solubles eux-mêmes deviennent, dans le sol, des engrais à action lente. Les principaux efforts ont porté sur les moyens d'accélérer le dégagement. Quand les phosphates solubles sont appliqués sous forme granulée, la réaction avec le sol est retardée et des poches de phosphate relativement soluble peuvent persister plusieurs semaines à l'emplacement des granules. On obtient donc en général de bons résultats en plaçant les granules d'engrais phosphatés solubles près des semences.

B. Engrais azotés à action lente

Le besoin d'un engrais azoté à action lente est bien plus marqué que pour les engrais phosphatés ou potassiques, en particulier pour certains sols et certains climats. Le plus souvent, les engrais phosphatés non utilisés pendant l'année d'application restent dans le sol et sont utiles pour les cultures suivantes; l'utilisation à long terme est donc souvent élevée. Il en est de même pour les engrais potassiques, tandis que pour les engrais azotés il est rare qu'il y ait un transfert important d'une récolte à la suivante. L'azote appliqué sous forme d'engrais se perd dans le sol de plusieurs façons.

1. *Lessivage ou entraînement superficiel.* De fortes pluies ou une irrigation mal réglée peuvent soit emporter l'azote hors de la portée des plantes, soit l'éliminer par écoulement superficiel. Dans les deux cas, l'azote est perdu pour les récoltes et peut polluer des cours d'eau, des lacs ou des nappes d'eau souterraines.
2. *Volatilisation sous forme d'ammoniac.* L'urée appliquée en surface s'hydrolyse rapidement pour donner de l'ammoniac et du dioxyde de carbone. Une partie de l'ammoniac peut se volatiliser dans l'atmosphère; cette volatilisation peut aussi se produire dans le cas de sels d'ammonium appliqués en surface, en particulier pour les sols alcalins. Dans les rizières inondées, une partie du gaz ammoniac dissous dans l'eau de surface peut se volatiliser.
3. *Décomposition.* En milieu anaérobie (sols inondés ou imprégnés d'eau), les nitrates sont réduits en nitrites, qui sont instables et se décomposent pour donner de l'azote élément ou des oxydes d'azote qui s'échappent dans l'atmosphère (dénitrification). En milieu aérobie, l'azote ammoniacal s'oxyde rapidement dans le sol en nitrates et peut être ensuite perdu par dénitrification quand il atteint, par lessivage, la couche sous-jacente anaérobie ou quand le sol est inondé ou imprégné d'eau.

Une utilisation inefficace de l'azote appliqué est donc étroitement liée aux pertes d'azote. L'utilisation des engrais azotés par les plantes dépasse rarement 50 % et, dans certains cas, peut tomber à 20 %.

Étant donné les prix élevés actuels et prévus des engrais azotés, il est particulièrement important d'améliorer leur utilisation. Si, par exemple, on pouvait accroître d'un tiers la proportion d'azote récupérée, cela équivaldrait à augmenter d'un tiers la quantité d'azote fournie. Les pertes d'azote sont considérables dans le cas du riz inondé, en particulier en cas d'irrigation intermittente ou de mauvaise utilisation de l'eau.

1. Produits légèrement solubles

Les composés chimiques intrinsèquement peu solubles dans l'eau ou dans la solution de sol forment un groupe d'engrais azotés à action lente. Il est à remarquer que, pour la plupart d'entre eux, la vitesse de dégagement de l'élément nutritif dans le sol n'est pas nécessairement fonction que de leur solubilité dans l'eau; elle est liée à l'attaque par les microbes ou à l'hydrolyse qui met l'azote sous une forme utilisable par les plantes. Cependant, la vitesse de cette attaque est liée à la vitesse

de dissolution qui, à son tour, dépend de la solubilité, de la taille des particules et d'autres facteurs.

Les principaux représentants de ce groupe fabriqués industriellement sont les composés urée-aldéhyde. L'isobutylidènediurée (IBDU) est fabriquée au Japon en faisant réagir l'urée sur l'aldéhyde isobutyrique, le rapport moléculaire étant de 2/1. À l'état pur, la teneur en azote est de 32,18 %. Hamamoto a publié des méthodes permettant de la préparer et a étudié son efficacité comme engrais [2]. La crotonylidènediurée (CDU), aussi appelée cyclodiurée, est fabriquée au Japon et en Allemagne par la réaction de l'urée sur l'aldéhyde crotonique ou acétique. Le composé pur contient environ 32 % d'azote.

D'après Ando, le Japon a consommé en 1968 1 800 tonnes d'azote sous forme d'IBDU et 1 400 tonnes sous forme de CDU, soit un total de 3 200 tonnes d'azote ou 10 000 tonnes pour l'ensemble des deux engrais [3], plus du double du chiffre de 1966. Tsuno a signalé la construction au Japon, en 1972, d'une usine d'une capacité de 40 000 tonnes/an (13 000 tonnes d'azote). Il a décrit la méthode de fabrication et l'utilisation du produit pour obtenir des engrais composés ou à peu près la moitié de l'azote était sous forme à action lente.

Hamamoto a examiné les recherches agronomiques faites au Japon sur l'IBDU et d'autres engrais azotés à action lente [2]. La vitesse de dégagement à partir de ces produits dépend de la taille des particules. Dans les conditions existant au Japon, ces engrais avaient souvent l'avantage d'améliorer le rendement et d'économiser la main-d'œuvre en diminuant le nombre d'applications. D'après Hamamoto, les cultivateurs payaient l'IBDU, par unité d'azote, plus du double du prix des engrais azotés classiques. Les engrais composés 1:1:1 où la moitié de l'azote est fournie sous forme d'IBDU coûtent environ 20 % de plus que les engrais ordinaires. Pour cette raison, on les emploie surtout pour les légumineuses et les cultures commerciales, moins pour les céréales.

Les produits de la réaction de l'urée sur la formaldéhyde, d'ordinaire appelés "ureaform", sont fournis par quelque six fabricants aux États-Unis et dans plusieurs autres pays. Contrairement à l'IBDU et à la CDU, il ne s'agit pas d'un produit chimique défini; l'ureaform contient des méthylèneurées dont les chaînes ont des longueurs différentes, la solubilité augmentant quand cette longueur diminue. Le produit contient en général environ 38 % d'azote.

Le composant plus utile de l'ureaform comme engrais azoté à action lente est peut-être la triméthylène-tétraurée; les chaînes plus courtes se décomposent trop rapidement et les chaînes plus longues ont une grande résistance à la décomposi-

tion. Malheureusement, il est très difficile de produire commercialement de la triméthylène-tétraurée pure.

L'ureaform peut contenir normalement 30 % de son azote sous des formes solubles dans l'eau froide (25 °C); on juge de la qualité des 70 % restants par le pourcentage soluble dans l'eau bouillante, conformément à des méthodes d'analyse agréées. Pour obtenir une réponse acceptable sur le plan agronomique, il faut qu'au moins 40 % de l'azote insoluble dans l'eau soient solubles dans l'eau chaude; en fait, la proportion est en général comprise entre 50 et 70 %.

On fabrique l'ureaform par réaction de l'urée avec la formaldéhyde en solution aqueuse en présence d'un acide comme catalyseur. Le degré de polymérisation dépend du rapport moléculaire entre l'urée et la formaldéhyde ainsi que du pH, de la température et de la durée de la réaction. On arrête celle-ci en neutralisant l'acide. Les méthodes de production ont été décrites par Clark et par Kolterman et Rennie [5, 6].

Au Japon, on obtient aussi l'ureaform comme élément d'engrais composés en ajoutant une solution de formaldéhyde à la solution d'urée envoyée au granulateur [3]. Kuwabara a décrit l'utilisation d'un réacteur à méthylénurée pour obtenir, par réaction de l'urée sur une solution de formaldéhyde, une bouillie qui est envoyée directement à la granulation avec d'autres produits, pour obtenir des engrais composés [7]. Une certaine quantité d'azote à action lente s'est formée et les propriétés physiques des produits ont été améliorées.

Aux Etats-Unis, on emploie des solutions ammoniacales contenant de l'urée, de la formaldéhyde et de l'ammoniaque pour préparer des engrais composés contenant de l'azote sous une forme insoluble dans l'eau. La formule de l'une de ces solutions est: urée, 35,3 %, formaldéhyde, 8,0 %, dioxyde de carbone 8,4 %, NH_3 , 25,0 %, eau 23,3 %. Il existe d'autres solutions à haute teneur en formaldéhyde (jusqu'à 60 %) qu'on peut employer avec addition d'urée [8].

L'addition d'acide sulfurique ou phosphorique (ou de superphosphate) neutralise l'ammoniac et catalyse la formation de méthylénurée. On obtient des produits contenant environ 20 à 30 % de leur azote sous une forme insoluble dans l'eau. Il est nécessaire de bien réguler les paramètres concernant le granulateur et le sécheur pour obtenir de l'azote insoluble dans l'eau de qualité satisfaisante. Dans certains cas, un pré-réacteur est placé devant le granulateur [7].

Les Etats-Unis consomment environ 50 000 tonnes/an d'ureaform, compte non tenu de la quantité qui se forme dans les engrais composés à partir de solutions. La plus grande partie de cette quantité est employée pour des engrais composés destinés à des usages spéciaux tels que gazons,

jardins d'agrément et terrains de golf. Le prix de gros, par unité d'azote, de l'ureaform est environ triple de celui de l'urée, du nitrate d'ammonium ou du sulfate d'ammonium.

Lors d'essais faits par la TVA sur de nombreux autres composés organiques azotés, certains se sont révélés facilement disponibles, d'autres lentement disponibles, d'autres inertes et d'autres toxiques. Parmi ceux qui semblaient prometteurs comme engrais à action lente on peut citer l'oxamide, le glycourile, l'acide cyanurique, l'amméline et l'ammélide. Faute d'un procédé économique d'obtention, aucun de ces produits n'a été fabriqué industriellement en vue de son utilisation comme engrais.

Le phosphate de magnésium-ammonium, MgNH_4PO_4 , est une source lentement soluble d'azote, bien qu'il contienne plus de phosphate que d'azote. Le produit commercialisé sous la marque "Mag Amp" contient une quantité variable d'eau de cristallisation et certaines impuretés; le dosage 8-40-0 est courant. Un produit analogue contenant de la potasse est commercialisé au Royaume-Uni sous la marque "En Mag"; le dosage est 5-24-10. La vitesse de dissolution de ces produits lentement solubles dépend de la taille et de la dureté des granules.

2. Sulfate de guanylurée (GUS) et phosphate de guanylurée (GUP)

Ces composés ont ceci de particulier parmi les engrais à action lente qu'ils sont facilement et complètement solubles dans l'eau mais sont absorbés sur les colloïdes du sol. Ensuite, la minéralisation serait très lente en aérobie, mais satisfaisante en anaérobie [9]. L'utilisation la plus prometteuse est donc pour le riz inondé.

Le Japon produit de petites quantités de ces produits. Le GUS semble commercialisé, mais on ignore si le GUP est fabriqué pour mise dans le commerce ou seulement en vue d'expériences.

3. Produits solubles enduits

On a exploré une gamme étendue de produits et de techniques en vue d'obtenir des engrais à action lente en enduisant des engrais solubles de films de plastique, de résines, de cires, de matières bitumineuses ou d'autres produits. La première production commerciale d'engrais enrobés à action lente utilise un procédé mis au point par Archer Daniels Midland Company (ADM). Le principal composant de l'enduit est un copolymère du dicyclopentadiène avec un ester du glycérol [10]. Appliqué en plusieurs couches de composition différente, l'enduit fournit une solution d'engrais par échange osmotique avec l'humidité du sol.

ADM a commencé en 1964 à fabriquer ce produit, vendu sous la marque Osmocote; il est aujourd'hui fabriqué et commercialisé par Sierra Chemical Company, sous licence exclusive d'ADM. Il en existe trois dosages : 14-14-14, 18-19-9 et 16-4-8. Le poids de l'enduit varie de 10 à 15 % du poids brut.

Les produits Osmocote sont recommandés pour le gazon, la floriculture, les pépinières et les plantes sarclées de grande valeur. Le prix de détail en 1974 aurait été d'environ 0,73-0,95 dollar/kg.

L'urée enrobée de soufre (SCU) est en cours de mise au point par la TVA depuis 15 ans [11]. Le soufre a été choisi comme agent d'enrobage pour des raisons d'économie et d'efficacité, après des essais portant sur de nombreux autres produits. L'urée a été choisie comme engrais à cause de sa haute teneur en azote, de son faible coût et de sa disponibilité dans le commerce.

Les premières études ont montré que le soufre seul ne suffisait pas à empêcher la pénétration d'humidité, mais on a découvert que l'addition d'une cire huileuse comme agent de scellement, par-dessus l'enduit de soufre, donnait de bons résultats. Ensuite, on a mis au point des enduits formés uniquement de soufre, qui peuvent être satisfaisants dans certaines conditions.

Lors des premières recherches en laboratoire, on enduisait, dans de petits tambours, des lots de 1 à 7 kg d'urée. Ensuite, on réalisa une petite usine fonctionnant en continu, d'une capacité d'environ 150 kg/h, et on acheva la mise au point dans une grande usine pilote d'une capacité nominale initiale de 1 t/h, aujourd'hui plus que doublée. Shirley a résumé les résultats obtenus lors de ce dernier stade [12]. En octobre 1978, la TVA a commencé à produire de l'urée enrobée de soufre dans une usine de démonstration d'une capacité de 10 t/h. Une urée prillée enrobée de soufre a été produite et commercialisée par Imperial Chemical Industries (ICI), sous la marque "Gold N"; un produit analogue est fabriqué au Canada par Canadian Industries, Ltd. (CIL).

La figure 1 est un diagramme d'acheminement schématique de l'usine pilote de la TVA. L'urée granulée est d'abord chauffée électriquement par rayonnement à 77 °C dans le premier tambour tournant, pour empêcher le soufre de se solidifier trop vite sur les granules. Plus tard, on a employé un préchauffeur à lit fluidisé comme indiqué sur la figure 1. Le soufre fondu est atomisé et pulvérisé sur le lit roulant de granules dans le second tambour. On a essayé l'atomisation par l'air et l'atomisation hydraulique. La cire est appliquée dans le troisième tambour. Les granules enduits sont alors refroidis dans un refroidisseur à lit fluidisé et une poudre absorbante est appliquée dans un quatrième tambour pour remédier au contact collant de la cire et pour empêcher les

granules de flotter quand ils sont appliqués dans l'eau (par exemple dans une rizière).

La figure 2 montre la disposition des tuyères et des autres éléments intérieurs du tambour pour enrobage de soufre, pour le cas de tuyères pneumatiques et pour celui de tuyères hydrauliques. Ces dernières ont l'avantage de produire moins de brouillard de soufre qu'il faut collecter et recycler ou éliminer; cette réduction permet d'autres modifications qui accroissent la capacité et améliorent le fonctionnement.

La plus grande partie des travaux ont porté sur l'urée granulée du commerce (1,7 à 3,3 mm), produite par granulation en tambour asperseur ou en bac. Quelques essais ont porté sur l'urée prillée mais sa moindre granulométrie a pour effet que la superficie par unité de poids est plus grande et, en conséquence, à épaisseur égale, l'enduit constitue une proportion en poids plus élevée du produit. De plus, dans la plupart des prills d'urée il y a un trou ou un creux qui rend difficile l'application d'un enduit satisfaisant. Pour ces raisons, on préfère, pour l'enduction, de gros granules bien arrondis.

On peut faire varier la vitesse de dissolution de l'urée enduite en modifiant l'épaisseur de l'enduit et, dans une certaine mesure, la quantité d'agents de scellement. Pour avoir une indication, on mesure en laboratoire le pourcentage dissous en 7 jours dans l'eau à 38 °C. Les informations d'ordre agronomique actuellement disponibles montrent qu'en général on obtient les meilleurs résultats avec des produits dont la proportion dissoute en 7 jours est de 17 à 35 %, comme celui fabriqué dans l'usine de démonstration de la TVA — où le poids total de l'enduit constitue 20,6 % (16,0 % de soufre, 2,1 % d'agent de scellement et 2,5 % de conditionneur) du poids total — obtenu à partir de granules d'urée de 1,2 à 3,3 mm (on pourrait réduire le poids de l'enduit en partant de granules plus gros). L'épaisseur moyenne calculée de la couche d'enduit est d'environ 55 microns pour une sphère de 3 mm, ce qui concorde à peu près avec les observations en microscope. On peut obtenir une vitesse de dissolution analogue en employant un enduit composé de soufre seulement, d'un poids représentant 21 % du total (36 % d'azote dans le produit).

La figure 3 donne les vitesses de dissolution dans le sol pour trois températures, pour un produit fabriqué par l'usine pilote de la TVA, l'enduit de soufre représentant 20 % du poids total, sans scellement. La vitesse de dissolution dans l'eau à 25 °C est indiquée à titre de comparaison. La méthode de laboratoire normalisée (7 jours dans l'eau à 38 °C) donnait pour ce produit le chiffre de 26 %. Bien que ces essais montrent que la vitesse de dissolution augmente

Figure 1. Diagramme d'acheminement d'une usine pilote d'enrobage au soufre

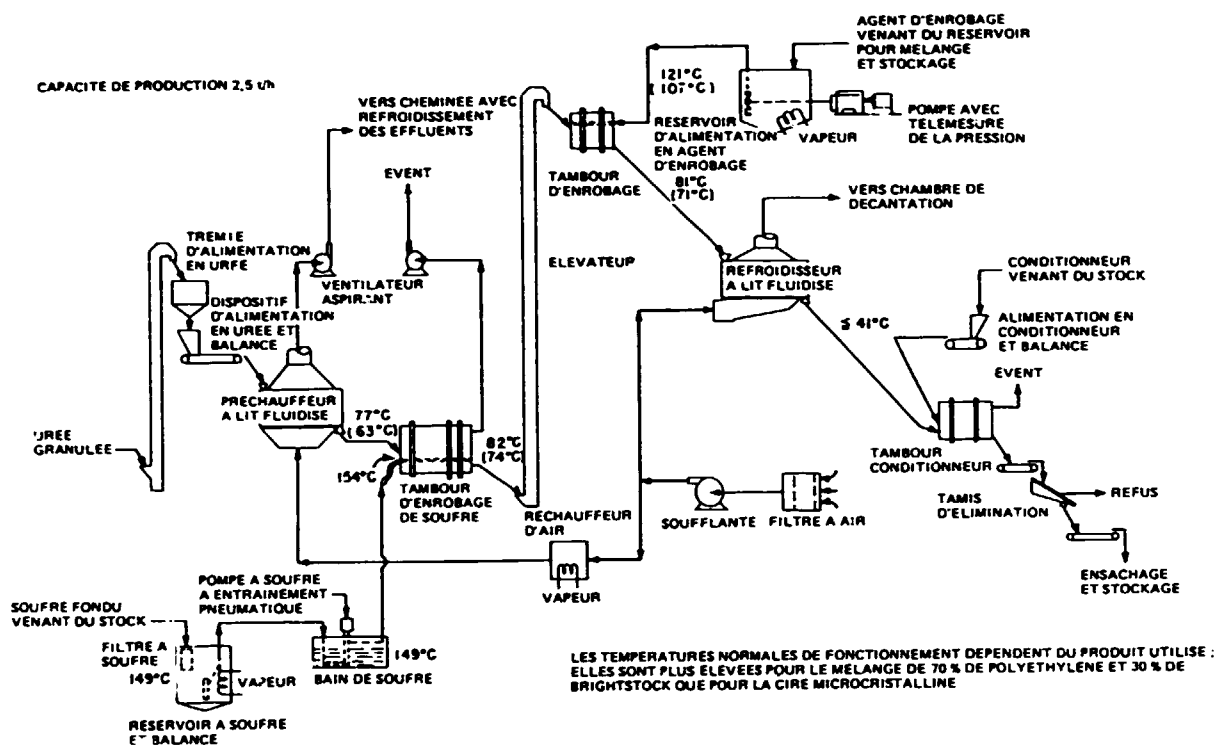
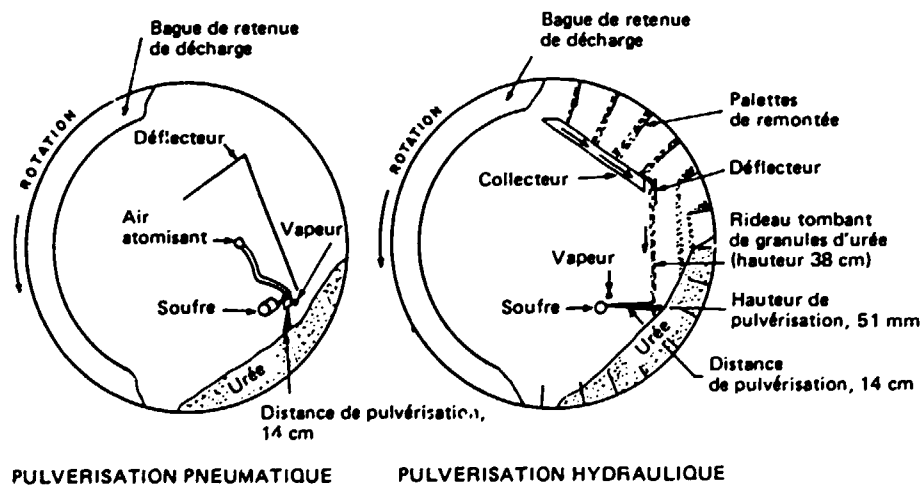


Figure 2. Fonctionnement d'un tambour d'enrobage au soufre

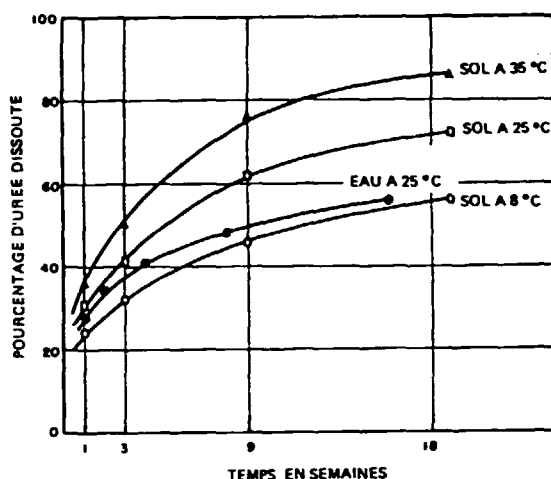


avec la température, les résultats des essais publiés par Davies n'ont indiqué qu'un faible effet de la température entre 10 et 25 °C [9]. Toutefois, la vitesse de dissolution dans le sol peut dépendre de nombreux facteurs. Allen *et al.* ont publié des données sur la vitesse de dissolution dans le sol en fonction du poids relatif de l'enduit, de la température et du placement [13].

La figure 4 montre les résultats d'études inédites de la TVA sur la vitesse de dissolution de SCU dans le sol. L'enduit du produit utilisé

représentait 20,9 % du poids total (16,5 % de soufre, 2,0 % d'agent de scellement et 2,4 % de conditionneur). L'agent de scellement était un mélange de 30 % de polyéthylène et de 70 % de brightstock. On a constaté que la dissolution était plus rapide entre 20 et 35 °C qu'à 5 °C. Une réfrigération à 25 °C pendant 48 heures des échantillons de sol contenant SCU a été sans effet sur les vitesses ultérieures de dissolution aux températures indiquées dans la figure 4. La dissolution a été plus rapide en sol sec (7 à 10 %

Figure 3. Dissolution d'urée enrobée de soufre dans le sol ou dans l'eau (enduit de soufre 20 %, aucun scellement)



d'eau) qu'en sol humide (18 à 22 % d'eau). Toutefois, la vitesse de dissolution dans un sol inondé était plus élevée encore pour les températures 20-35 °C, mais non pour 5 °C.

La vitesse de dissolution diminuait quand le rapport SCU/sol augmentait. On a fait varier ce rapport en ajoutant à une même quantité de sol 1,0, 2,5 ou 5,0 g d'azote sous forme de SCU. Les concentrations résultantes, exprimées en volume de sol par granule, étaient 2,9, 1,2 et 0,6 ml. (Les granules de 1,65 à 3,33 mm contenaient en moyenne chacun 5,6 mg d'azote.) On en conclut

qu'un placement concentré, par points ou par lignes, conduirait à une dissolution plus lente qu'un mélange uniforme avec le sol, surtout pour des applications à taux élevé. Le pH du sol était sans influence entre les valeurs 5 et 7.

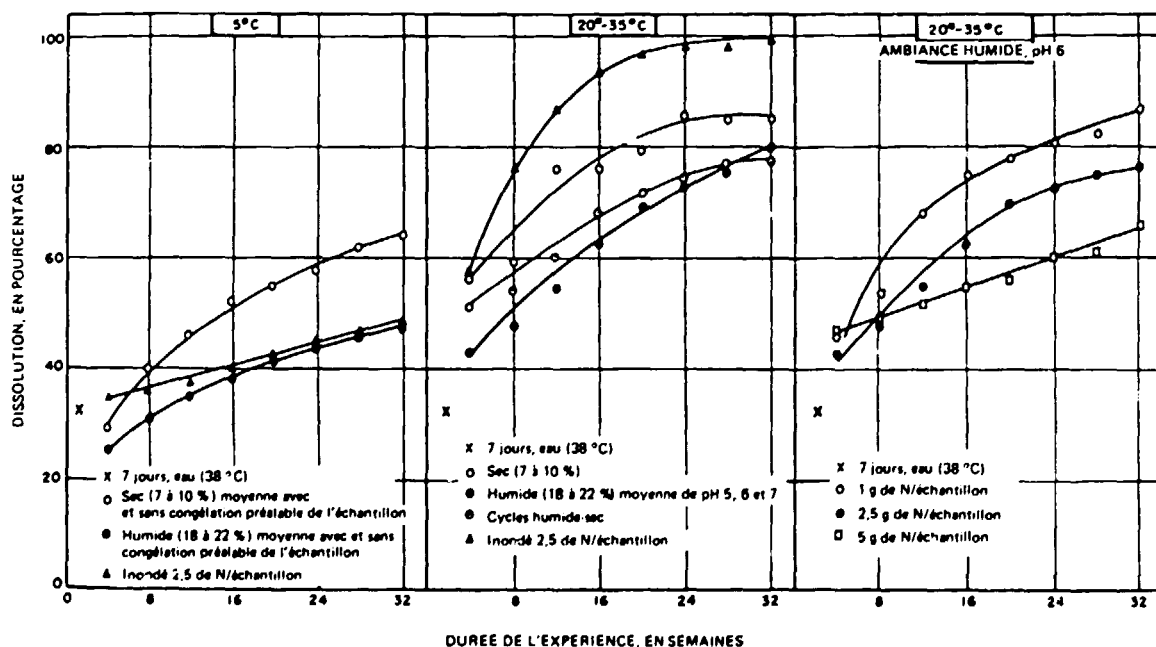
Outre son action lente, l'urée enduite a d'excellentes caractéristiques de stockage et de manutention et pourrait être manipulée en vrac, même dans les climats humides. De plus, on peut la mélanger avec les superphosphates simple et triple, incompatibles avec l'urée non enduite. Enfin, l'enduit est une source de soufre lentement disponible, ce qui serait un avantage dans les régions qui en manquent.

Des essais agronomiques ont été faits ou sont en cours dans 54 pays et dans tous les 50 Etats des Etats-Unis. Les résultats d'essais par la TVA, les ICI et d'autres ont été publiés (9, 11, 14).

L'urée enduite s'est révélée avantageuse pour la canne à sucre, l'ananas et le riz cultivé avec inondation retardée ou intermittente et, de façon générale, pour les récoltes à longue période et pour les situations conduisant à de fortes pertes par lessivage ou par décomposition.

D'après les estimations de la TVA, un produit enduit (37 % N) pourrait être fabriqué à grande échelle pour un coût d'environ 179 dollars par tonne, avec de l'urée granulée à 170 dollars/tonne et du soufre à 48 dollars/tonne [15]. Le coût par tonne de SCU serait donc à près le même que celui de l'urée, mais le coût par tonne d'azote serait supérieur d'environ 31 %. Les essais agro-

Figure 4. Dissolution de SCU en fonction de la température, de l'humidité du sol, de la taille de l'échantillon et de la durée de l'expérience



nomiques montrent que, dans bien des cas, la différence serait facilement justifiable. Les propriétés physiques améliorées du produit seraient un avantage supplémentaire.

Dans la plupart des expériences faites sur le riz, SCU était supérieur à l'urée, appliquée avant repiquage ou en couverture, lorsque l'inondation était retardée ou intermittente; cet avantage s'annulait pour le riz inondé de façon continue. Le rapport bénéfice/coût (dollars de rendement par dollar consacré à l'enduction), calculé séparément pour chaque expérience, était plus élevé pour SCU que pour l'urée dans 75% des cas lorsque les deux engrais étaient appliqués au sol avant repiquage; le rapport bénéfice/coût était souvent de 10/1 ou plus. En cas d'application en couverture pendant la croissance, le rendement de l'enduction était moins favorable [14].

La technique de l'enduction au soufre peut être appliquée à d'autres engrais. Des expériences ont porté sur le phosphate diammonique, le chlorure et le sulfate de potassium et divers engrais composés, dont un mélange d'urée et de chlorure de potassium 32-0-16 granulé en bac.

4. Inhibiteurs de nitrification

Les engrais contenant de l'azote ammoniacal sont bloqués par sorption sur les particules d'argile et résistent donc au lessivage, mais, en aérobie, la forme ammoniacale est transformée en forme nitrique par des processus microbiologiques dont l'ensemble est connu sous le nom de nitrification. La rapidité de la conversion dépend de la température : très lente au-dessous de 10 °C, mais rapide à 20 °C et au-dessus. La forme nitrique est plus facilement absorbée par la plupart des plantes, bien que certaines, telles que le riz, puissent facilement utiliser la forme ammoniacale. Retarder la nitrification de l'azote ammoniacal permet donc d'atteindre certains des objectifs de l'action lente (résistance au lessivage, prévention des pertes par dénitrification et disponibilité prolongée).

On a constaté que de nombreux composés organiques inhibaient la nitrification, par suite de leur toxicité à l'égard des micro-organismes transformant l'azote ammoniacal en nitrite, premier stade du processus de nitrification.

L'un des inhibiteurs de nitrification qui ont attiré l'attention aux Etats-Unis est la 2-chloro-6-(trichlorométhyl) pyridine. La Dow Chemical Company la commercialise sous la marque N-Serve. La concentration minimale de ce corps dans le sol pour retarder d'au moins 6 semaines la nitrification serait comprise entre 0,5 et 10 ppm.

Dow souligne qu'un inhibiteur de nitrification n'est utile que pour des situations pouvant conduire à des pertes élevées d'azote dans le sol,

telles que fortes pluies, irrigation importante, sols à texture grossière et pH compris dans l'intervalle des valeurs facilitant la nitrification. Le nitrate ainsi formé est entraîné par lessivage vers les couches anaérobies.

L'azoture de potassium (2 à 6% de KN₃), dissous dans l'ammoniac anhydre, a permis d'abaisser le taux de nitrification au cours d'essais faits par le Department of Agriculture des Etats-Unis, en coopération avec des stations agricoles dans les Etats de Louisiane et de Washington. La société PPG Industries Inc. explore cette utilisation agricole de l'azoture, ainsi que d'autres, par exemple comme herbicide en riziculture.

Un autre inhibiteur de nitrification, très étudié au Japon, est la 2-amino-4-chloro-6-méthylpyrimidine, fabriquée par Mitsui Toatsu Chemicals, Inc. (auparavant Toyo Koatsu Industries, Inc.) sous la marque AM. Les Japonais ont également employé dans les engrais composés d'autres inhibiteurs de nitrification : sulfathiazole, dicyandiamide, thiourée, N-2,5-dichlorophénylsuccinamide, chlorhydrate de 4-amino-1,2,4-triazole et guanlythiourée [7].

Dans les sols inondés ou imprégnés d'eau, par exemple dans les rizières inondées en permanence, le sol au-dessous de la surface est réducteur (anaérobie) et l'azote ammoniacal ne se nitrifie donc pas dans cette couche. Lorsque l'on place dans cette zone de l'ammoniacale, des sels d'ammonium ou de l'urée (qui s'hydrolyse dans le sol pour donner du gaz ammoniac et du dioxyde de carbone), l'azote reste sous forme ammoniacale et est plus ou moins immobilisé par sorption sur l'argile. Cette façon de faire permet d'obtenir une partie des avantages de l'action lente, mais l'opération est difficile parce que la boue et l'engrais humide colmatent rapidement les applicateurs. Pour faciliter le placement au-dessous de la surface, on a fabriqué, à titre d'essai, de gros granules ou des agglomérés d'urée, que l'on peut enfoncer dans le sol à la main ou au pied. Les expériences ont montré que ce placement accroissait beaucoup l'efficacité de l'utilisation de l'azote par le riz par rapport à l'épandage habituel. On ne peut profiter des avantages de cette façon de faire que lorsque la rizière est inondée de façon continue; si l'inondation est intermittente, la nitrification se produira pendant les intervalles et, pendant la période d'inondation suivante, le nitrate sera réduit en nitrite, qui est instable, se décompose pour donner de l'azote élément ou de l'oxyde N₂O et est donc perdu par volatilisation.

C. Engrais potassiques à action lente

On s'est quelque peu intéressé à ces engrais. La TVA a procédé à des essais sur les polyphosphates de potassium et les pyrophosphates de potassium et les pyrophosphates de potassium-

calcium. Certains de ces produits n'avaient qu'une faible solubilité dans l'eau, mesurée par la méthode de l'AOAC. Engelstad [16] en a publié une évaluation économique. Leur seul avantage était de moins endommager les semences en cours de germination. La plupart étaient aussi facilement disponibles que les sels de potassium solubles. Certains des produits les moins solubles avaient des caractéristiques de l'action lente lorsqu'ils étaient appliqués sous forme de grosses particules, d'environ 7 mm, mais rien n'a prouvé une plus grande efficacité.

Plus récemment, la TVA a fabriqué, en vue d'essais agronomiques, du chlorure de potassium enduit de soufre. Certains de ces essais ont donné des résultats prometteurs, le rendement étant supérieur à celui fourni par le chlorure de potassium non enduit. Une évaluation agronomique et économique exigerait des informations plus étendues. Les engrais NK à action lente pourraient aussi présenter quelque intérêt; la TVA les étudie actuellement.

D. Conclusions concernant les engrais à action lente

Il est très probable que les engrais azotés à action lente se révéleront utiles pour certaines cultures de plein champ dans certains cas, mais il

faudra des recherches bien plus poussées pour déterminer leur rôle dans l'économie agricole et dans les pays tropicaux et subtropicaux. Les hausses récentes et les hausses futures probables des engrais azotés devraient rendre les engrais à action lente plus intéressants pour certains usages.

Il est probable que les engrais à action lente se montreront avantageux là où la main-d'œuvre est rare et coûteuse. Dans les pays en développement, où elle est abondante et bon marché, on peut souvent recourir à des applications multiples d'engrais solubles pour améliorer les rendements et l'efficacité de l'utilisation, à un moindre coût. Tout fois, les expériences ont montré que l'emploi de l'urée enduite de soufre pour le riz inondé de façon intermittente fournit des rendements supérieurs à ceux obtenus avec l'urée non enduite, même quand celle-ci est appliquée en plusieurs fois.

Les perspectives d'amélioration par l'action lente des engrais phosphatés et potassiques semblent moindres que pour les engrais azotés. Toutefois, de nouvelles recherches sont nécessaires, en particulier dans le cas de l'agriculture tropicale. Les phosphates légèrement solubles peuvent être préférés lorsqu'ils sont meilleur marché ou lorsqu'ils fournissent d'autres éléments nutritifs nécessaires.

Références

- Huffmann, E. O. 1962. "Reaction of Phosphate in Soil: Recent Research by TVA," *Proceedings of the Fertiliser Society* (London), No. 71.
- Hamamoto, M. 1966. "Isobutylidene Diurea as a Slow-Acting Nitrogen Fertilizer and Studies in this Field in Japan," *Proceedings of the Fertiliser Society* (London), No. 90.
- Ando, J. 1970. "Developments in Granulation of Mixed Fertilizers in Japan," *Proceedings of the 20th Annual Meeting Fertilizer Industry Round Table*, p. 85-93, Memphis, Tennessee.
- Tsuno, Y. 1972. "Production of IBDU and its Application," *Proceedings of the 22nd Annual Meeting Fertilizer Industry Round Table*, p. 21-42, Memphis, Tennessee.
- Clark, K. G., J. Y. Yee, and K. S. Love. 1948. "New Synthetic Nitrogen Fertilizers, Preparation and Properties of Urea-Form," *Industrial and Engineering Chemistry*, 40(7):1178-1183.
- Kolterman, D. W. and W. W. Rennie. 1960. "Ureaform Fertilizers," in *The Chemistry and Technology of Fertilizers*, p. 48-54, Vincent Sauchelli, ed., Rheinhold Publishing Co., New York, New York.
- Kuwabara, M., S. Hayamizu, and A. Hatakeyama. 1977. "Trends in Urea-Based Compound Fertilizer Technology," in *Granular Fertilizers and Their Production*, p. 125-147, British Sulphur Corporation, London, England.
- Nielsson, F. T. 1973. "IMC Experience in Speciality Fertilizer Manufacture," *Proceedings of the 23rd Annual Meeting of the Fertilizer Industry Round Table*, p. 33-42, Washington, D.C.
- Davies, L. H. 1976. "Slow Release Fertilizers, Particularly Sulphur-Coated Urea," *Proceedings of the Fertiliser Society* (London), No. 153.
- Powell, R. 1968. *Controlled Release Fertilizers*. Noyes Development Corporation, Park Ridge, New Jersey.
- Young, R. D. 1974. *TVA's Development of Sulfur-Coated Urea*. TVA Bulletin Y-79, Tennessee Valley Authority, Muscle Shoals, Alabama.
- Shirley, A. R. and R. S. Meline. 1975. "Sulfur Coated Urea from a 1-ton-per-hour Pilot Plant," in *Advances in Chemistry Series*, 146:33-54.
- Allen, S. E., D. M. Hunt, and G. L. Terman. 1971. "Nitrogen Release Rate from Sulfur-Coated Urea as Affected by Coating Weight, Placement, and Temperature." *Agronomy Journal*, 63(4):529-533.

14. Lee, Chah-Ching. 1973. "An Observation of the Effect of Locally Produced Sulfur Coated Urea Used for Paddy," In Chinese with English Summary, The Taiwan Fertilizer Company, Taipei, Taiwan.
15. Huffman, E. O., A. R. Shirley, G. M. Blouin, and B. P. Dana. 1975. "Experience of TVA with Sulfur-Coated Urea and Other Controlled-Release Fertilizers," TVA Circular Z-59, Tennessee Valley Authority, Muscle Shoals, Alabama.
16. Engelstad, O. P. 1968. "Agronomic Evaluation of Potassium Polyphosphate and Potassium Calcium Pyrophosphates as Source of Potassium," in *The Role of Potassium in Agriculture*, V. J. Kilmer, S. E. Younts, and N. C. Brady, Eds., American Society of Agronomy, Madison, Wisconsin.

XXII. Propriétés physiques et chimiques des engrais et méthodes de détermination

A. Introduction

La façon dont un engrais se présente, matériellement, est très importante, tant du point de vue agronomique que pour la manutention, le stockage et l'application. La plupart des difficultés que l'on rencontre au sujet des engrais sont probablement dues à de mauvaises propriétés physiques: ce sont souvent la prise en masse, la production de poussière, une mauvaise fluidité, la ségrégation et l'hygroscopicité excessive. L'acceptation d'un engrais par un client et la préférence qu'il manifeste pour un engrais plutôt que pour un autre ayant la même teneur en éléments nutritifs se fondent presque toujours sur les propriétés physiques. Un bon état physique, que le client peut évaluer assez facilement par simple observation, lui assure une application plus facile, plus rapide, plus uniforme et moins coûteuse. De plus, dans les différents stades de manutention, de transport et de stockage qui s'intercalent d'ordinaire entre la production et l'utilisation finale, il est indispensable que les propriétés physiques soient telles que l'engrais reste fluide (sans prise en masse), qu'il produise peu de poussière et qu'il supporte une exposition raisonnable à une humidité atmosphérique normale. De nombreuses techniques de production, dont divers traitements de "conditionnement" physique, ont été mises au point spécialement pour obtenir des propriétés physiques favorables.

Dans le commerce des engrais, leurs propriétés physiques, contrairement à leur composition chimique, ne sont pas habituellement fixées par la loi. D'ordinaire, elles font seulement l'objet d'un accord privé entre acheteur et fournisseur. En conséquence, il y a peu de méthodes "officielles" pour les mesurer et les évaluer; les divers producteurs tendent à adopter ou à établir les méthodes qui paraissent le mieux convenir à leurs besoins particuliers. Cependant, certaines organisations de recherche financées par le gouvernement telles qu'aux Etats-Unis le Department of Agriculture et la Tennessee Valley Authority (TVA) ont mis au point et publié, pour divers engrais, des méthodes destinées à être d'application générale; nous les

signalons dans le présent chapitre. De plus, le comité technique 134/SC3 de l'Organisation internationale de normalisation s'occupe activement de fixer, au niveau international, des méthodes normalisées pour mesurer diverses propriétés physiques des engrais [1].

On trouvera dans le présent chapitre de brefs exposés sur les effets et l'importance de diverses propriétés physiques pertinentes des engrais et l'exposé de certaines des méthodes qui ont été utilisées et publiées pour leur mesure. Nous parlerons aussi de certaines propriétés chimiques qui influencent la réaction des engrais dans le sol. De nombreuses références à la documentation publiée permettent en général des détails sur les méthodes d'essai.

B. Granulométrie

La mesure de la taille des particules est un essai physique important, appliqué régulièrement aux engrais presque aussi souvent que l'analyse chimique; presque tous les fabricants sont équipés pour une vérification régulière. L'importance de la granulométrie dépend de la nature du produit, de la méthode de manutention prévue et de l'utilisation finale. Nous donnons ci-dessous quelques-unes des raisons pour lesquelles il importe de réguler et de contrôler la granulométrie.

1. Influence sur la réponse agronomique

Les engrais très peu solubles dans l'eau doivent en général être broyés finement pour se dissoudre suffisamment vite dans le sol et être utilisables par les plantes. Par exemple, l'efficacité du phosphate naturel brut augmente en général avec la finesse jusqu'à un diamètre des particules d'environ 0,15 mm; au-dessous de ce chiffre, on n'a guère démontré d'avantage supplémentaire [2]. Parmi les produits peu solubles qui exigent un broyage assez poussé figurent aussi les scories

basiques, le calcaire, la dolomie, le phosphate dicalcique, les phosphates fondus tels que les phosphates de calcium-magnésium, le phosphate naturel défluoré et les métaphosphates de calcium. Il en est de même pour les sources peu solubles d'éléments nutritifs secondaires ou d'oligo-éléments telles que le soufre, les oxydes métalliques et les verres (produits frittés).

Le broyage poussé nécessaire pour ces produits provoque souvent une formation indésirable de poussière et d'autres difficultés de manutention. La recherche-développement a donc porté, entre autres, sur la granulation de produits pulvérisés, en particulier le phosphate naturel, au moyen de liants solubles, de façon à obtenir des granules de manutention facile qui reprendront dans le sol humide une forme pulvérulente [2, 3, 4]. Les petits granules (0,1 à 0,3 mm) de phosphate naturel, parfois appelés "minigranules" se sont montrés, au cours de certains essais, plus efficaces que les granules de plus grande taille [5, 6]. On peut aussi lutter contre la production de poussière en pulvérisant sur les poudres de petites quantités de certains produits : huile, eau, amines. Dans le cas des nitrophosphates, qui contiennent normalement le phosphate sous une forme insoluble dans l'eau telle que le phosphate dicalcique ou l'apatite, ces derniers sont habituellement à l'état de très petits cristaux et le granule contient assez de sels solubles dans l'eau pour se désintégrer dans le sol humide, d'où contact accru entre le phosphate et le sol. Dans ces produits, on a cependant jugé utile qu'une proportion raisonnable de phosphore soit sous forme soluble dans l'eau pour assurer une réponse rapide des récoltes [7, 8, 9].

La régulation de la granulométrie des engrais solubles dans l'eau a d'ordinaire des raisons qui ne sont pas d'ordre agronomique; nous en parlerons plus loin; pourtant, il semble y avoir aussi des avantages de cet ordre. Par exemple, on a constaté que, lors de l'application de phosphates solubles dans l'eau tels que les superphosphates et les phosphates d'ammonium, en particulier dans les sols acides qui ont une capacité élevée de fixation du phosphate, l'augmentation de la taille des particules d'engrais jusqu'à un diamètre d'environ 5 mm peut fournir une plus forte action sur le premier stade de la croissance des plantes [7, 10].

Une autre application du choix de la granulométrie qui peut être utile pour améliorer les propriétés agronomiques concerne certains engrais azotés à action lente, peu solubles, tels que l'urée-formaldéhyde, l'isobutyldiurée, et l'oxamide. On a montré que la vitesse de dissolution, et par conséquent le rythme auquel les plantes peuvent assimiler l'azote, dépendait de la granulométrie : plus les particules sont grosses, plus le dégagement est lent.

2. Influence sur les propriétés concernant le stockage et la manutention

Le choix de la granulométrie des engrais est important pour assurer des propriétés satisfaisantes en matière de stockage et de manutention. Avant 1950 environ, presque tous les engrais étaient fabriqués sous forme de poudres relativement fines ou de petits cristaux; donc, en général, leur manutention soulevait beaucoup de poussière et ils étaient très susceptibles de se prendre en masse dure pendant le stockage en tas ou en sacs. Il fallait donc beaucoup de travail pour briser les masses produites et permettre l'application des produits dans les champs. Le progrès rapide de la granulation dans les premières années 50 a eu pour effet une grande amélioration. Parallèlement, on améliorait aussi l'équipement d'application, profitant de la meilleure fluidité et de l'absence de prise en masse des produits granulés. La demande, de la part des cultivateurs, d'engrais granulés et d'appareils améliorés pour l'application devint bientôt énorme. Aux Etats-Unis, l'intervalle de granulométries nominales généralement accepté pour les engrais granulés devint 1,00-3,35 mm. Toutefois, il n'y a dans ce pays aucune réglementation du Gouvernement fédéral ni des Etats sur les granulométries admissibles ni sur les tolérances; le contrôle est abandonné aux différents producteurs. L'Agency for International Development des Etats-Unis (USAID), lors de ses achats d'engrais granulés pour ses programmes d'aide, spécifie en général au moins 90 % dans l'intervalle 1,0 à 3,35 mm, 0 % au-dessus de 4,75 mm et pas plus de 2 % au-dessous de 0,6 mm. En Europe et au Japon, les granules d'engrais sont un peu plus gros, en général de 2,0 à 4,0 mm de diamètre [12, 13, 14, 15, 16].

Il est préférable que les engrais soient exempts de particules si petites que la manutention produise de la poussière restant en suspension dans l'air, tant pour assurer l'acceptation par le cultivateur que pour éviter des conditions de travail désagréables ou malsaines dans des endroits tels que les installations de mélange ou de manutention. Souvent les engrais granulés produisent de la poussière parce que les produits d'enrobage adhérent mal; nous exposerons plus loin, dans le présent chapitre, les méthodes d'essai correspondantes; on peut les adapter pour la mesure du dégagement de poussière dû à une cause quelconque, par exemple le frottement au cours de la manutention.

On a constaté que les très gros granules (plus d'environ 4 mm) sont désirables pour l'application aérienne à des forêts : la dérive due au vent est diminuée et moins de granules sont arrêtés par les branches des arbres. Dans plusieurs pays, on

fabrique, à titre expérimental ou à titre commercial, de l'urée ou du nitrate d'ammonium "qualité pour sylviculture".

3. Influence sur les propriétés concernant le mélange

Depuis que le mélange en vrac est devenu, vers 1958, un système important de mélange et de distribution des engrais granulés, le contrôle de la granulométrie a pris plus d'importance comme moyen de réduire la tendance des mélanges à la ségrégation. La pratique du mélange en vrac est exposée dans une publication de l'ONU, la monographie n° 8 de la série sur l'industrie des engrais (ID/SER.F/18), intitulée "Installation de mélange et d'ensachage d'engrais" et, de façon moins détaillée, dans le chapitre XIX. Au début, on mélangeait quelquefois sans tenir compte des différences de granulométrie, d'où une ségrégation très facile au cours de la manutention. Des études ultérieures de la TVA et d'autres ont montré que l'appariement de la granulométrie des ingrédients était de loin le facteur le plus important de la résistance à la ségrégation [17, 18, 19, 20, 21]. L'influence d'écarts portant sur d'autres propriétés physiques, la densité et la forme des particules était insignifiante en comparaison.

L'intervalle 1,0 à 3,35 mm adopté aux Etats-Unis n'est pas assez étroit pour assurer un bon appariement dans les mélanges en vrac. On a constaté que les produits à mélanger devaient avoir non seulement des limites inférieure et supérieure comparables, mais aussi que la distribution entre ces deux limites devait être raisonnablement analogue [17, 19]. On a suggéré comme

critère un écart maximal de dix points de pourcentage entre les courbes de distribution [18]. La figure 1 montre les résultats obtenus suivant que ce critère est respecté ou non. On a mélangé du phosphate diammonique de distribution granulométrique normale avec, d'une part, un engrais potassique (qualité "granulée") de distribution granulométrique très analogue (écart maximal entre les courbes, douze points de pourcentage) et d'autre part, un engrais potassique en poudre bien plus fine (qualité "grossière"; écart maximal entre les courbes 57 points de pourcentage). Les deux mélanges ont été déversés, en chute libre, de façon à former un tas, dans une petite boîte en matière plastique transparente (voir plus loin la section sur les essais de ségrégation). La figure montre bien que, pendant le déversement, il y a eu une forte ségrégation dans le cas de produits de granulométrie différents, peu de ségrégation apparente lorsque les produits avaient à peu près la même granulométrie.

Malgré l'importance de l'appariement des granulométries, il n'y a aux Etats-Unis aucune loi ni aucune norme publiée sur ce point. Il en résulte certaines grandes divergences entre les types d'engrais et entre les fournitures du même engrais provenant de producteurs différents. Toutefois, les grands producteurs d'engrais destinés aux mélanges ont pris conscience du problème et ont en général cherché à fournir des produits raisonnablement appariés. On a fait en 1973 une enquête sur la granulométrie des produits fabriqués aux Etats-Unis en vue du mélange; le tableau 1 donne les granulométries moyennes constatées [22]. L'accord était assez bon pour le phosphate diammonique et le chlorure de potassium granulé, deux ingrédients importants de la

TABLEAU 1. DISTRIBUTIONS GRANULOMETRIQUES MOYENNES DES ENGRAIS GRANULES FOURNIS PAR CERTAINS GRANDS FABRICANTS DES ETATS-UNIS EN 1973

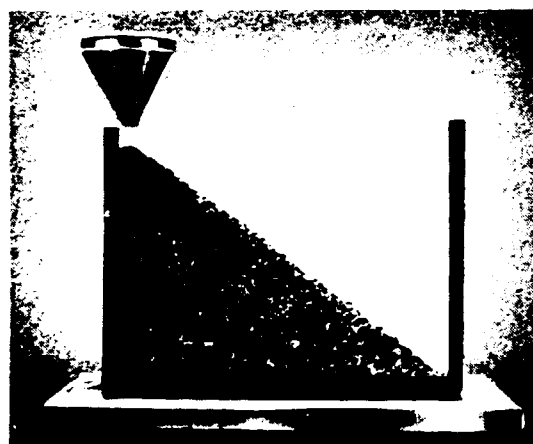
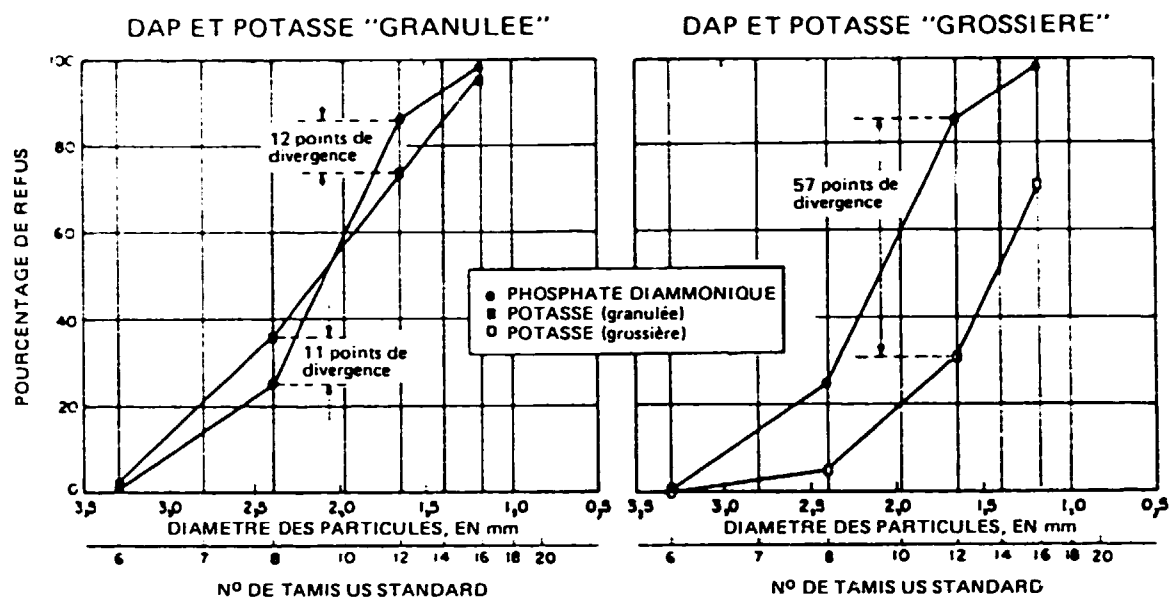
Produit	Dosage normal (N-P ₂ O ₅ -K ₂ O)	Sources représentées ^a	Pourcentage de retus cumulés aux tamis U.S. standard indiqués				
			6	8	12	16	20
Phosphate diammonique	18-46-0	9	1	36	86	99	100
Chlorure de potassium							
"Granulé"	0-0-60	13	5	37	78	95	98
"Grossier"	0-0-60	14	—	6	31	73	94
Superphosphate triple	0-46-0	6	1	20	81	97	100
Nitrate d'ammonium (prills)	34-0-0	8	—	10	74	97	100
Urée ^b							
Brills ^c	46-0-0	9	1	4	48	92	100
Granulée A	46-0-0	1	1	88	100	100	100
Granulée B	46-0-0	1	0	30	85	98	100

^aSauf indication contraire, les données provenant de chaque source représentent les résultats moyens, pendant un mois, de l'analyse de la production, d'après l'enquête du Fertilizer Institute [22].

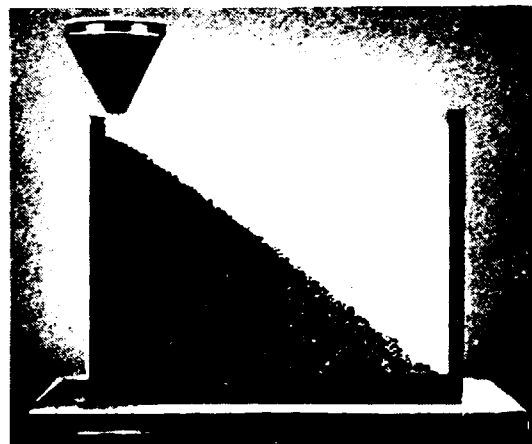
^bLes données sur l'urée proviennent d'échantillons prélevés sur place, non de l'enquête du Fertilizer Institute.

^cQualité pour engrais seulement, non compris les microprills pour alimentation des animaux, qui sont plus petits.

Figure 1. L'appariement des granulométries réduit la tendance à ségrégation des mélanges en vrac [18]



DAP + KCl "GRANULE"



DAP + KCl "GROSSIER"

plupart des mélanges en vrac. En conséquence, certains producteurs tout au moins ont cherché à se rapprocher des compositions indiquées dans le tableau pour tous les produits destinés à des mélanges en vrac aux Etats-Unis. On voit que, pour le superphosphate triple et l'une des urées granulées, l'écart avec ce critère était peu marqué, mais les divergences étaient excessives pour le chlorure de potassium "grossier" et pour le nitrate d'ammonium et l'urée prillés. Depuis cette enquête, les mélangeurs se sont de mieux en mieux rendu compte que le chlorure de potassium grossier est trop fin pour être utilisé dans les mélanges; on a

aussi remplacé souvent l'urée prillée par de l'urée granulée plus grosse et, dans une certains mesure, du nitrate d'ammonium prillé par du nitrate granulé.

4. Méthodes d'analyse granulométrique

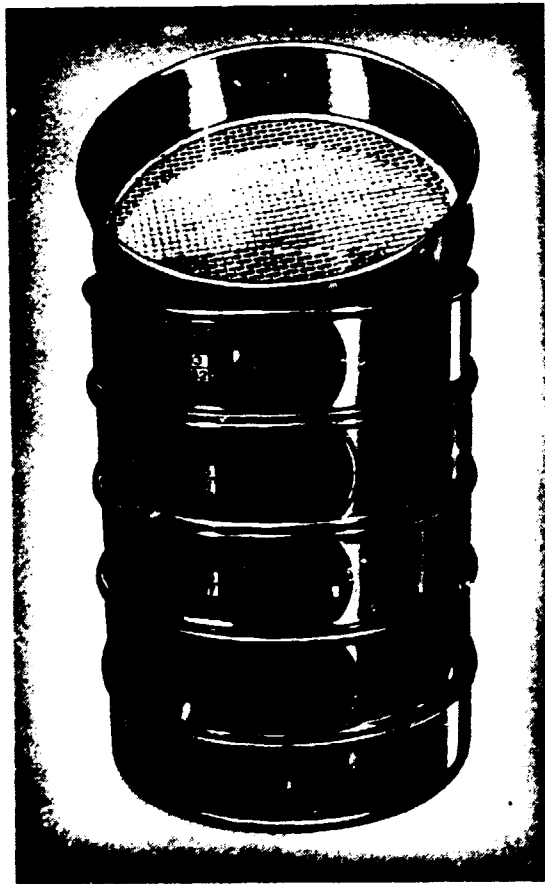
On détermine normalement la distribution des diamètres par une analyse granulométrique d'un échantillon représentatif, mais l'obtention de cet échantillon est particulièrement difficile, à cause de la tendance des particules de diamètre

différent à se séparer au cours de tout mouvement de l'engrais. Des échantillons prélevés dans des tas ne seront pas représentatifs, parce qu'il se produit d'ordinaire une importante ségrégation au cours de la formation des tas (voir la section sur la ségrégation). On recommande de prélever des échantillons en de nombreux points et d'en tirer un échantillon composite par des méthodes agréées. Il faut mélanger avec soin, en réduisant le frottement au minimum, et ramener à une taille adéquate (100 à 500 g) en utilisant, par exemple, la méthode par quartiers: on prendra comme échantillon le produit du dernier stade de l'opération.

Le matériel nécessaire pour l'analyse granulométrique d'un échantillon d'engrais comprend :

1. Une série de tamis normalisés, chacun à mailles de taille différente, couvrant la gamme des diamètres à prévoir dans l'échantillon. Ces tamis (voir figure 2) ont normalement 203 mm de diamètre et 50 mm de haut. L'emploi de l'acier inoxydable est de loin préférable, pour éviter la corrosion par les engrais. Les tamis sont fabriqués de façon à

Figure 2. Série de tamis d'essai pour détermination de la distribution granulométrique des engrais



pouvoir être empilés, dans l'ordre des lumières des mailles, les plus fines en bas. On place d'habitude un récipient au-dessous du tamis le plus bas et un couvercle au-dessus du tamis le plus haut.

2. Un moyen de secouer la pile de tamis. Il est de loin préférable d'employer un secoueur mécanique, dont il y a de nombreux modèles sur le marché; il existe aussi des secoueurs actionnés à la main. Faute de secoueur, on peut secouer la pile de tamis à la main et la frapper fortement sur le sommet d'une table, mais cela prend beaucoup de temps et donne des résultats moins reproductibles, en particulier pour les produits les plus fins.
3. Une balance pour peser l'échantillon et les fractions obtenues. Elle doit avoir une portée d'environ 500 g et une précision d'au moins 0,1 g pour les travaux courants.

La taille de l'échantillon recommandée pour des tamis de 203 mm de diamètre dépend de la gamme de diamètres à prévoir: pour les engrais granulés, 200 à 500 g; pour les produits plus fins, tels que le phosphate naturel, on estime que des échantillons de 100 g donnent des résultats plus reproductibles [24]. On place l'échantillon sur le tamis supérieur, on secoue; une durée de 5 minutes est d'ordinaire satisfaisante avec un secoueur mécanique, mais, en cas de doute, on peut essayer une durée plus longue. Pendant ce temps, chaque particule de l'échantillon descend, par gravité, jusqu'à ce qu'elle atteigne un tamis trop fin pour permettre son passage. A la fin de la période de secouage, on pèse séparément le produit sur chaque tamis et l'on a ainsi la distribution granulométrique de l'échantillon. Les résultats sont d'ordinaire fournis sous forme de pourcentages de refus cumulés, c'est-à-dire que, pour chaque tamis, on indique la proportion de particules de l'échantillon trop grosses pour le traverser; ce chiffre comprend donc non seulement le refus au tamis en cause, mais aussi le total des refus sur les tamis moins fins au-dessus. Les courbes de la figure 1 ont été établies de cette façon.

Le choix d'une série appropriée de mailles de tamis pour un produit et un usage donnés est important. Il existe dans le monde différentes normes pour la fabrication des tamis d'essai et la fourniture des résultats des analyses; elles diffèrent quelque peu quant aux lumières disponibles, aux diamètres des fils employés et à certains détails secondaires. Le tableau 2 compare les normes américaines (US Standard et Tyler) canadienne, britannique, française, allemande, italienne et soviétique. L'Organisation internationale de normalisation a recommandé, afin d'unifier les normes, trois séries fondamentales

TABLEAU 2. SERIES NORMALISEES DE TAMIS D'ESSAI DE DIVERS PAYS

Etats-Unis et Canada ^a										
Série U.S. Standard ^b		Série Tyler ^c		France ^d		Angleterre ^e		Allemagne ^{f,1}	Italie ^{g,2}	URSS ^{h,3}
Lumière (en mm)	Tamis n°	Lumière (en mm)	Tamis n°	Lumière (en mm)	Tamis n°	Lumière (en mm)	Tamis n°	Lumière (en mm)	Lumière (en mm)	Lumière (en mm)
7,925	5/16 in	7,925	2,5	—	—	—	—	8,0	—	—
6,731	0,265 in	6,620	3	—	—	—	—	6,3	—	—
5,664	3,5	5,613	3,5	—	—	—	—	—	—	—
4,750	4	4,699	4	5,00	38	—	—	5,0	—	—
3,987	5	3,962	5	4,00	37	—	—	4,0	4,0	—
3,353	6	3,327	6	—	—	3,353	5	—	3,35	—
—	—	—	—	3,15	36	—	—	3,15	3,15	—
2,819	7	2,744	7	—	—	2,812	6	—	2,8	—
—	—	—	—	2,50	35	—	—	2,5	2,5	2,5
2,380	8	2,362	8	—	—	2,411	7	—	2,33	—
1,999	10	1,981	9	2,00	34	2,057	8	2,0	2,0	2,0
1,679	12	1,651	10	—	—	1,676	10	—	1,7	—
—	—	—	—	1,60	33	—	—	1,6	1,6	1,6
1,410	14	1,397	12	—	—	1,405	12	—	1,4	—
—	—	—	—	1,25	32	—	—	1,25	1,25	1,25
1,191	16	1,168	14	—	—	1,204	14	—	1,18	—
1,001	18	0,991	16	1,00	31	1,003	16	1,0	1,0	1,0
0,841	20	0,833	20	—	—	0,853	18	—	0,85	0,9
—	—	—	—	0,80	30	—	—	0,800	0,80	0,8
—	—	—	—	—	—	—	—	—	0,75	—
0,706	25	0,701	24	—	—	0,699	22	—	0,71	0,7
—	—	—	—	0,63	29	—	—	0,630	0,63	0,63
0,594	30	0,589	28	—	—	0,599	25	—	0,6	0,56
0,500	35	0,495	32	0,50	28	0,500	30	0,500	0,5	0,5
0,419	40	0,417	35	—	—	0,422	36	—	0,425	0,45
—	—	—	—	0,40	27	—	—	0,400	0,4	0,4
0,353	45	0,351	42	—	—	0,353	44	—	0,355	0,355
—	—	—	—	0,315	26	—	—	0,315	0,315	0,315
0,297	50	0,295	48	—	—	0,295	52	—	0,3	0,28
0,249	60	0,246	60	0,250	25	0,251	60	0,250	0,25	0,25
0,211	70	0,208	65	—	—	0,211	72	—	0,212	0,224
—	—	—	—	0,200	24	—	—	0,200	0,2	0,2
0,178	80	0,175	80	—	—	0,178	85	—	0,18	0,18
—	—	—	—	0,160	23	—	—	0,160	0,16	0,16
0,150	100	0,147	100	—	—	0,152	100	—	0,15	0,14
0,124	120	0,124	115	0,125	22	0,124	120	0,125	0,125	0,125
0,104	140	0,104	150	—	—	0,104	150	—	0,106	0,112
—	—	—	—	0,100	21	—	—	0,100	0,1	0,1
0,089	170	0,089	170	—	—	0,089	170	0,090	0,09	0,09
—	—	—	—	0,080	20	—	—	0,080	0,08	0,08
0,074	200	0,074	200	—	—	0,076	200	0,071	0,075	0,071
0,064	230	0,061	250	0,063	19	0,064	240	0,063	0,063	0,063
—	—	—	—	—	—	—	—	0,056	—	0,056
0,053	270	0,053	270	0,050	18	0,053	300	0,050	0,05	0,050
0,043	325	0,043	325	—	—	0,044	350	0,045	—	0,045
0,038	400	0,038	400	0,040	17	—	—	0,040	0,04	0,040

^a La norme canadienne correspond à la norme U.S. Standard.^b American Society for Testing Materials, norme F-11-70.^c W. S. Tyler, Inc., Mentor (Ohio).^d Norme française AFNOR NF-X11-501.^e British Standards Institution, Londres, BS-410-62.^f Norme allemande DIN 4188.^g Norme italienne UNI-2332.^h Norme COST 3684-63.¹ Les séries allemande, italienne et soviétique ne spécifient que la lumière en mm.

appelées R-10, R-20 et R-40, en suggérant que la préférence soit donnée à la série R-10, où les lumières sont en progression géométrique dont la raison est la racine dixième de 10 [25]. Les systèmes français, allemand, italien et soviétique du tableau 2 correspondent à cette série. Dans les séries R-20 et R-40, la raison de la progression est respectivement la racine vingtième et la racine quarantième de 10; ces deux séries comptent donc deux et quatre fois le nombre de tamis de la série R-10. Les tamis de la série US Standard correspondent à un tamis sur trois de la série R-40. Dans la suite de ce chapitre, les numéros indiqués seront ceux de la série US Standard.

Quand on choisit des tamis pour un essai, il en faut un nombre suffisant dans l'intervalle de lumières voulu pour qu'aucun tamis ne soit surchargé d'une proportion exagérée (plus de la moitié) de l'échantillon total. Pour les engrais granulés, nous suggérons les numéros 4, 6, 8, 10, 14, 18 et 30 de la série US Standard, ou l'équivalent approximatif dans d'autres séries. Quand le produit est destiné aux mélanges en vrac, la présence du tamis n° 8 (2,38 mm) est particulièrement importante pour fixer le degré d'appariement avec les autres produits.

Pour les produits insolubles extrêmement fins, tels que le phosphate naturel, on procède couramment à une analyse granulométrique par voie humide, où, au lieu de secouer l'échantillon, on l'envoie à travers les tamis par un jet d'eau [24, 26]. Après lavage complet, on sèche et on pèse le contenu de chaque tamis.

Plusieurs publications donnent d'autres informations générales sur la façon de procéder à des analyses granulométriques [24, 26, 27].

C. Propriétés concernant la ségrégation

La manutention en vrac d'un engrais peut provoquer des différences de composition dans la masse, ce qu'on appelle la ségrégation, qui est indésirable parce que le manque d'uniformité qui en résulte peut influencer la réponse agronomique et rendre impossible d'obtenir de bons échantillons pour les analyses de vérification [17, 18]. Il est donc désirable qu'un engrais résiste à la ségrégation pendant la manutention.

Il y a ségrégation lorsque les différents granules ou les différentes particules d'un engrais ont des propriétés physiques si différentes qu'ils ne répondent pas de la même façon aux perturbations mécaniques que provoque la manutention. Pendant ces perturbations, les particules ayant des propriétés physiques analogues tendent à se ras-

sembler et le mélange n'est donc plus homogène. Si toutes les particules d'un engrais étaient physiquement identiques, aucune manutention ne pourrait affecter l'homogénéité. De nombreux essais ont montré que la caractéristique physique d'une particule d'engrais qui influence le plus sa tendance à la ségrégation est sa taille: les particules de tailles différentes tendent à se séparer pendant la manutention [17, 19, 20, 21, 28]. La densité et la forme de particules, dans les intervalles qu'on rencontre normalement pour les engrais, ne modifient pas de façon importante la tendance à la ségrégation [17, 19].

Si toutes les particules d'un engrais avaient la même composition chimique, mais des tailles différentes, la manutention produirait une ségrégation physique, mais ne modifierait pas l'uniformité chimique. C'est, dans une très large mesure, ce qui se produit pour les engrais composés bien granulés et, dans ce cas, la ségrégation ne pose normalement pas de problème sérieux. Parfois, cependant, la granulation est si imparfaite que les petites particules n'ont pas la même composition que les grosses, ou que certains produits qui auraient dû être incorporés dans les granules ne l'ont pas été. La ségrégation physique qui se produit pendant la manutention peut alors provoquer une variation appréciable du dosage, même pour les engrais composés granulés [29]. Pour éviter cette difficulté, il faut une meilleure granulation, un tamisage réduisant la différence maximale de grosseur des particules ou des méthodes, spéciales de manutention qui provoquent moins de ségrégation (voir plus loin).

La ségrégation pose un problème sérieux lors de la manutention de mélanges en vrac. Par définition, les engrais de ce type contiennent des particules d'au moins deux ingrédients, de composition différente, et toute ségrégation mécanique modifiera la composition chimique. Comme il a été dit plus haut, on peut cependant réduire ce phénomène en appariant les distributions granulométriques des ingrédients. Un critère pratique, déjà cité, est que les courbes de la distribution granulométrique des ingrédients ne doivent pas différer, dans un sens ou dans l'autre, de plus de dix points de pourcentage [18]. Il est également intéressant de signaler que les mélanges d'assez petites particules, telles que celles des engrais non granulés, ont moins tendance à se séparer que les mélanges d'engrais granulés et que, pour eux, l'appariement des granulométries a moins d'importance [20]. En revanche, ces mélanges ont les inconvénients typiques des engrais non granulés: plus forte production de poussière, plus grande tendance à la prise en masse et moindre fluidité.

On reconnaît trois types de ségrégation dans la manutention des engrais; nous les exposons plus bas et nous résumons les méthodes per-

mettant de déterminer la susceptibilité d'un engrais à chacun des trois types de ségrégation. Tous trois dépendent surtout des différences de granulométrie dans le mélange.

1. Ségrégation due aux vibrations

Les engrais sont sujets aux vibrations pendant leur transport par route, par rail ou autrement, mais diverses études ont montré que ces vibrations n'étaient pas une cause appréciable de ségrégation pour la plupart des engrais, y compris les mélanges en vrac courants. La ségrégation due à des vibrations ne prend de l'importance que lorsque les différences de taille entre les ingrédients sont telles que les particules de l'un d'eux sont assez petites pour glisser vers le bas à travers les vides existant entre les grosses particules d'un autre ingrédient. Des essais, confirmés par une étude inédite de la TVA, ont montré que, même si l'on mélangeait des particules de 2,36 à 3,35 mm (US Standard nos 6 et 8) avec un autre produit dont les particules avaient 1,00 à 1,18 mm (US Standard nos 16 à 18), il n'y avait aucune ségrégation, même en cas de vibrations intenses [30]. La ségrégation devenait importante quand la granulométrie des particules les plus petites était ramenée à 0,300 mm (US Standard n° 50) ou au-dessous. Une différence aussi forte ne se rencontre pas normalement dans le cas d'ingrédients granulés, mais pourrait se produire si l'on introduisait un ingrédient non granulé, par exemple un oligo-élément, dans un mélange en vrac de matériaux granulés; dans ce cas, on devrait s'attendre à une ségrégation due aux vibrations ainsi qu'aux autres causes. D'autres études ont montré que les vibrations produites par le transport de mélanges en vrac granulés courants par un camion épandeur pendant 48 km ne provoquaient pas de ségrégation, pour la plupart des mélanges essayés [31].

Une méthode utilisée en laboratoire pour mesurer la ségrégation due aux vibrations consiste à placer un échantillon du produit dans une éprouvette graduée de 100 ml, qu'on fait vibrer au moyen d'un vibreur mécanique, et à observer la ségrégation [30]. On peut ensuite analyser la partie supérieure et la partie inférieure pour obtenir une détermination quantitative. Dans une étude inédite de la TVA, on a employé un procédé analogue, l'éprouvette graduée étant remplacée par une petite trémie en plastique.

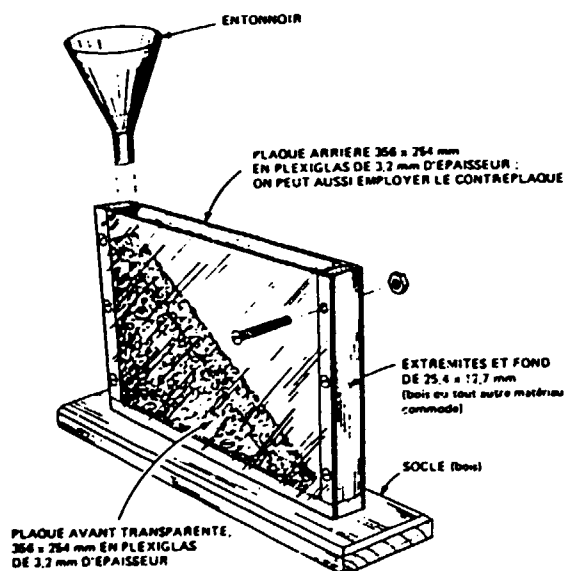
2. Ségrégation due à l'écoulement

La ségrégation que l'on rencontre le plus souvent dans la manutention des engrais est celle due à l'écoulement du produit sur lui-même. La situation où une ségrégation de ce genre a le plus

de chances de se produire est le déversement d'un produit sur le sommet d'un tas conique du même produit, les quantités déversées glissant sur la surface du cône. Les particules les plus petites, étant freinées davantage par le frottement sur la surface du tas, tendent à rester en arrière et à s'arrêter avant les particules plus grosses qui parcourent une plus longue distance (voir figure 1).

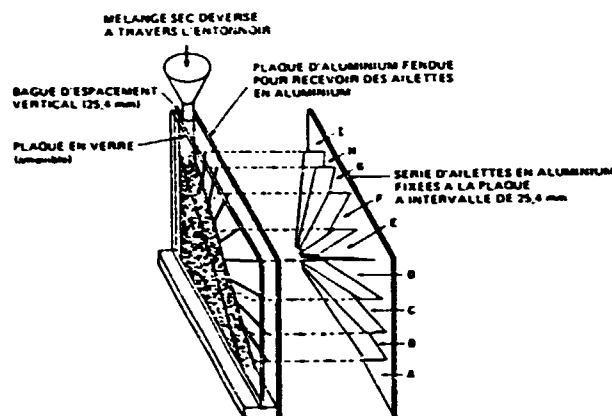
On peut mesurer facilement la tendance à la ségrégation d'un mélange d'engrais dans ces conditions au moyen d'une boîte transparente, représentée dans la figure 3 [32]; les cotes 356 × 254 × 25,4 mm conviennent. On déverse un échantillon du mélange, au moyen d'un entonnoir, à une extrémité de la boîte et l'on observe visuellement le degré de ségrégation. Cette méthode est particulièrement efficace quand les ingrédients sont de couleur très différente; pour une démonstration, on peut les colorer artificiellement.

Figure 3. Boîte transparente pour observation visuelle de la ségrégation de mélanges d'engrais pendant le déversement [32]



Hoffmeister *et al.* [17, 19] ont décrit un appareil pour la détermination quantitative de la tendance d'un engrais à la ségrégation au cours du déversement; la figure 4 en donne le schéma. Il est formé d'une boîte étroite de 254 mm de haut et 356 mm de long, les parois antérieure et postérieure étant espacées de 25,4 mm. La paroi avant, en verre, est amovible. La paroi arrière est en aluminium, fendue pour recevoir huit ailettes, également en aluminium. On forme un tas conique en déversant l'engrais à une extrémité de la boîte, au moyen d'un entonnoir. Ensuite, on plaçait les ailettes dans les fentes de façon à découper le tas

Figure 4. Appareil employé pour la détermination quantitative de la tendance d'un mélange à la ségrégation au cours du déversement [17, 19]



en secteurs de 10 degrés, comme indiqué sur la figure, puis on couchait l'appareil, on enlevait la plaque de verre et on recueillait séparément le produit dans chaque secteur pour l'analyser. Le choix de la division en secteurs se fonde sur un fait observé : les lignes de composition constante dans les tas coniques partent d'un point de la base immédiatement au-dessous du sommet (voir figure 1).

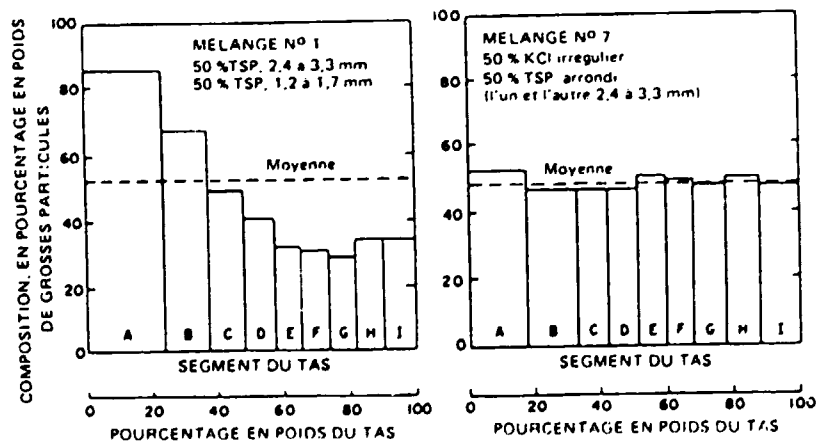
La figure 5 montre des données couramment obtenues avec cet appareil. On a déversé du TSP de 2,4 à 3,3 mm mélangé à une quantité égale de superphosphate de 1,2 à 1,7 mm (mélange n° 1). L'analyse granulométrique des différents segments a permis de constater une forte ségrégation. D'autre part, dans le cas d'un mélange où toutes les particules avaient 2,4 à 3,3 mm (mélange n° 7) il n'y avait pratiquement pas de ségrégation, malgré la différence de forme entre les deux produits : du KCl irrégulier et du TSP bien arrondi. Au cours d'autres essais, on a constaté que les différences de densité entre particules,

comprises dans la gamme habituelle pour les engrais, 1,27 à 2,12, avaient peu d'effet sur la ségrégation.

3. Ségrégation due à l'action balistique

Quand de l'engrais est propulsé dans l'air, par exemple au moyen d'épandeurs de vrac pneumatiques, les particules différant par leurs propriétés physiques ont des trajectoires différentes, parce que les effets de la gravité et de la résistance de l'air ne sont pas les mêmes, il en résulte une ségrégation. Pour étudier quantitativement ce phénomène, il faut épandre l'engrais avec un épandeur pneumatique et recueillir des échantillons sur le sol à différentes distances. Ces échantillons sont analysés pour déterminer à quel degré la composition de l'engrais arrivant au sol dépend de la distance de l'appareil. On a procédé à des essais avec un épandeur immobile en recueillant des échantillons dans une série de longues rigoles parallèles à la direction normale du déplacement de l'appareil [17, 19] ou avec un épandeur mobile traversant une série de boîtes de collecte placées perpendiculairement à la direction de son déplacement [33, 34, 35]. Une conclusion significative d'une des séries d'essais a été que, comme dans le cas de la ségrégation due à la mise en tas, les différences de taille des particules sont la principale cause de ségrégation : les gros granules tendent à arriver au sol plus loin que les petits [17, 19]. Donc, l'appariement de la granulométrie d'un mélange suffit pour réduire la ségrégation, tant par mise en tas que par action balistique, les deux causes les plus gênantes. Le fait que la granulométrie des particules influence bien davantage la ségrégation par action balistique que leur densité n'est pas étonnant, si l'on tient compte des effets relatifs sur le poids des granules, donc sur leur inertie en cours de déplacement. Faire passer

Figure 5. Données quantitatives sur la ségrégation due à l'écart de taille entre particules (données obtenues avec l'appareil de la figure 4)



le diamètre de 1.19 à 3.35 mm multiplie le poids par plus de 20, tandis que l'écart habituel entre les densités, 1.27 à 2.12, ne peut provoquer qu'une variation de moins de 100 %. La résistance de l'air est certes moindre pour une petite particule, mais, d'après la loi de Stokes, elle ne l'est qu'en raison inverse du diamètre de la particule [36].

4. Mesures pour réduire la ségrégation de mélanges d'engrais

Le moyen le plus efficace pour réduire la ségrégation dans les mélanges à sec d'engrais est de n'employer que des produits appariés quant à la distribution granulométrique [18, 37]. Comme il a été exposé plus haut et dans une section précédente (Granulométrie, influence sur les propriétés concernant le mélange) un degré raisonnable d'appariement rendra le mélange résistant à la ségrégation par les trois mécanismes connus : vibrations, mise en tas et action balistique. Cependant, on ne peut pas toujours aller aussi loin qu'on le désirerait dans ce sens à cause des variations des produits disponibles. Dans ce cas, on ne peut diminuer la ségrégation que par une manutention aussi réduite que possible ou effectuée avec des précautions spéciales [18, 37, 38]. L'incorporation aux engrais mélangés de petites quantités d'oligo-éléments pose des problèmes spéciaux de ségrégation, qui ont été traités dans le chapitre XX et ailleurs [28].

D. Dureté des granules

Les granules d'engrais doivent avoir une stabilité mécanique suffisante pour résister à une manutention normale sans se briser et sans formation exagérée de poussière. On reconnaît comme désirables trois types de résistance mécanique, que nous allons étudier : 1) résistance à l'écrasement, 2) résistance à l'abrasion, 3) résistance au choc. Les essais mis au point et utilisés pour les engrais ne mesurent en général que l'une de ces trois formes, mais, dans la plupart des cas, une bonne résistance à l'une des formes est une indication raisonnable du caractère acceptable.

1. Résistance à l'écrasement

Les essais les plus simples et les plus employés consistent à déterminer la résistance à l'écrasement de granules pris isolément. Le degré de raffinement varie de la simple pression du doigt à

l'emploi de machines étalonnées. Un laboratoire a décrit comme suit l'essai au doigt [39] :

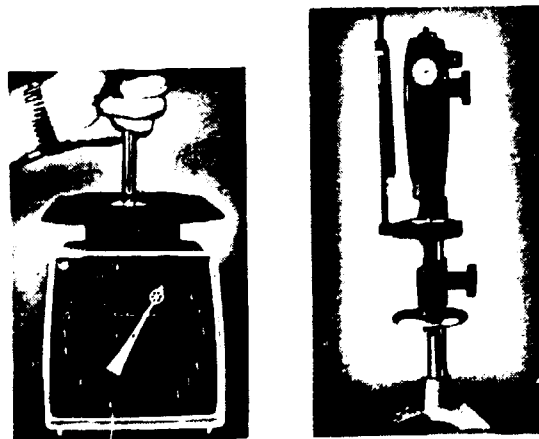
«Un granule qu'on pouvait écraser entre le pouce et l'index était classé "tendre". Si on pouvait l'écraser avec l'index sur une surface dure, il était considéré comme "de dureté moyenne". Si, dans ce dernier cas, il restait intact, il était classé "dur".»

Lorsqu'on emploie cette méthode, comme toutes les méthodes portant sur des granules isolés, il faut essayer au moins dix granules, et de préférence davantage, pour obtenir une moyenne. De plus, la comparaison ne doit porter que sur des granules de la même taille, car, comme nous l'exposerons plus loin, la résistance à l'écrasement augmente de façon significative avec la taille.

Une méthode quantitative, quoique simple, pour mesurer la résistance à l'écrasement de granules isolés, consiste à placer le granule sur une plaque horizontale de verre ou de métal posé sur une petite balance à ressort d'une force d'au moins 7 kg et appliquer une pression vers le bas jusqu'à ce que le granule se brise. Dans l'emploi de cette méthode par Hardesty et Ross [40], la pression était appliquée par une tige de métal à l'extrémité plane, entraînée par une crémaillère et un pignon. Dans une version plus simple, due à la TVA (figure 6), la pression est appliquée par une tige en métal à extrémité plane tenue à la main [41, 42]. Il existe dans le commerce diverses machines pour essais à la compression, dont certaines à entraînement par moteur, qui sont commodes lorsqu'on a de nombreux essais à faire. La figure 6 représente une machine du commerce mue à la main.

Pour tous ces essais, il est recommandé d'essayer 15 à 20 granules de la même taille et de prendre la moyenne des lectures. La figure 7

Figure 6. Deux méthodes pour mesurer la résistance à la compression des granules [41, 42]

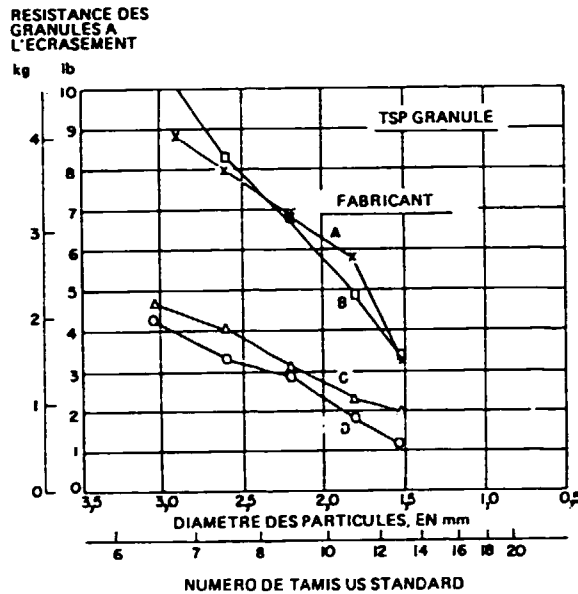


Balance de cuisine

Machine pour essais à la compression

montre l'importance de la taille. Les données concernant des superphosphates triples granulés provenant de quatre fabricants montrent que la résistance à l'écrasement de chaque produit est multipliée par 2 à 3 lorsque le diamètre des

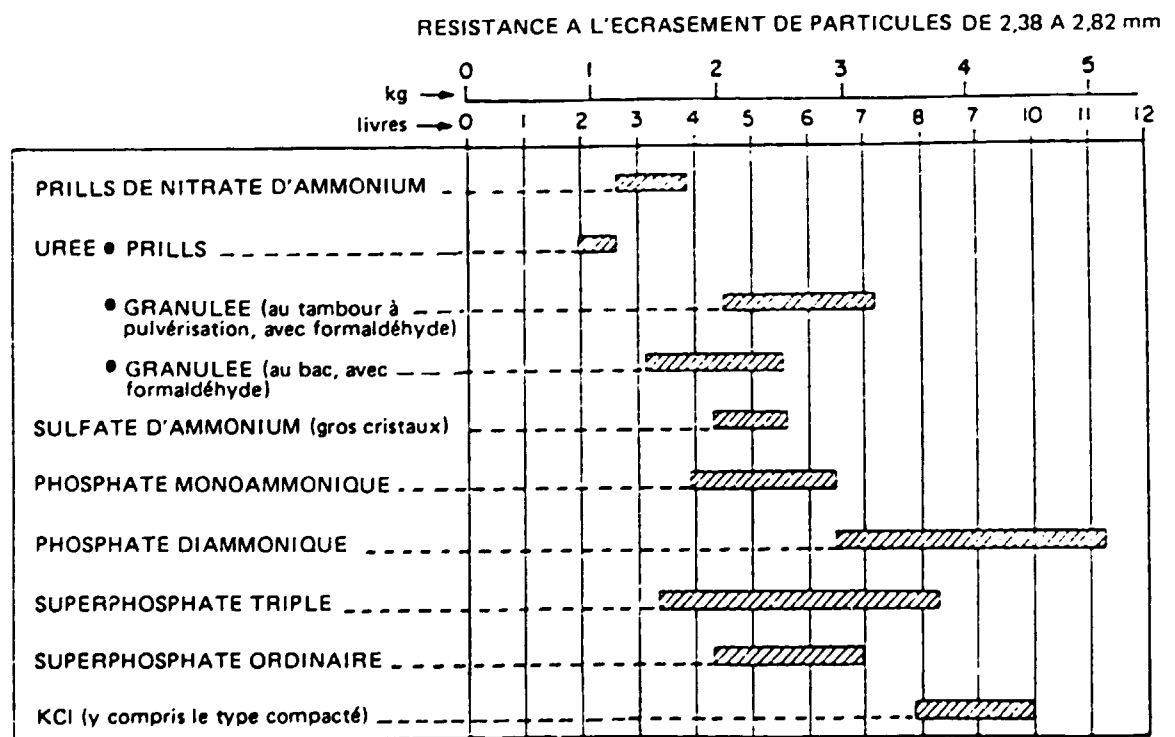
Figure 7. Influence de la granulométrie de superphosphates triples sur la résistance des granules à l'écrasement [41]



granules passe de 1,5 à 3,0 mm. A la TVA, la méthode normale consiste à tamiser, avant l'essai de dureté, de façon que tous les granules aient un diamètre compris entre 2,4 et 2,8 mm [42]. La figure 8 donne les résistances à l'écrasement normales de granules de cette taille, pour plusieurs engrais d'usage courant. Parmi eux, les granules les moins résistants sont ceux de l'urée prillée, dont la résistance à l'écrasement n'est que de 1,0 à 1,3 kg (voir le chapitre IX pour des informations sur l'influence du formaldéhyde sur la dureté d'urée prillée ou granulée). Cela confirme la tendance bien connue des particules d'urée prillée à se briser facilement et à dégager de la poussière au cours de la manutention. On voit que les granules d'urée contenant du formaldéhyde ont une résistance bien plus élevée, atteignant 3,4 kg: c'est là l'un des avantages importants de la forme granulaire de cet engrais. Au cours de cette série d'essais, les granules les plus durs ont été ceux de phosphate diammonique, dont la résistance à l'écrasement pouvait atteindre 5,2 kg. L'expérience, fondée sur ces données et sur d'autres, a montré que, pour qu'une bonne manutention soit possible, les granules de 2,4 à 2,8 mm de diamètre doivent avoir une résistance à l'écrasement d'au moins 1,4 kg environ. Une résistance de 2,3 kg ou plus est très désirable.

On a publié une autre méthode, consistant à déterminer la compressibilité d'un petit volume

Figure 8. Valeurs extrêmes observées de la résistance à l'écrasement d'engrais provenant de divers fabricants [41]



(200 ml) d'engrais dans un cylindre en acier de 70 mm de diamètre [39]. Une presse hydraulique comprime l'échantillon par l'intermédiaire d'un piston en plexiglas et l'on mesure la résistance des granules par la pression nécessaire pour provoquer une compression de 10 mm. Cette méthode est utile pour déterminer la "force portante" des engrais et par conséquent les pressions maximales pendant le stockage ou dans des essais de mesure accélérée de la tendance à la prise en masse.

2. Résistance à l'abrasion

Au cours de la manutention des engrais, l'abrasion entre granules peut les abîmer et provoquer la formation de poussière. On a publié plusieurs méthodes d'essai mesurant la stabilité des engrais granulés de ce point de vue.

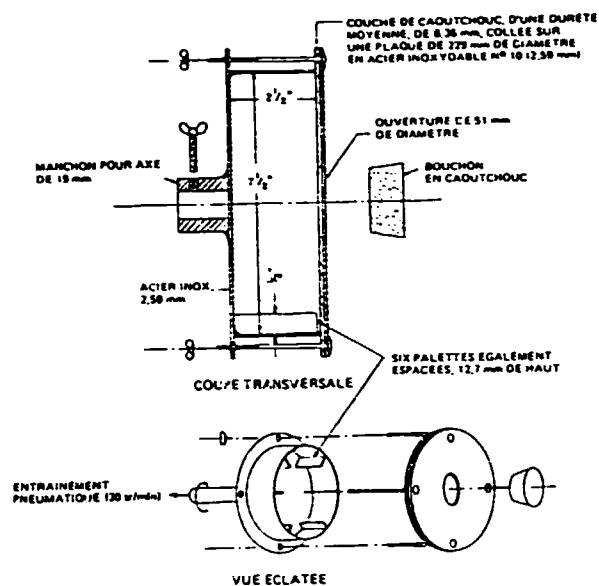
Une méthode, publiée par la TVA, emploie le petit tambour rotatif représenté par la figure 9 [41, 42]. Ce tambour, en acier inoxydable, d'un diamètre de 177 mm, enfermé dans une enceinte hermétique, est muni de six palettes. On commence par bien tamiser l'engrais pour éliminer tous les granules de moins de 1,0 mm, puis on place dans le tambour un échantillon pesé d'un volume de 100 ml avec 50 boules d'acier de 7,9 mm de diamètre. Ensuite, on ferme le tambour et on le fait tourner pendant 50 minutes à 30 tr/min; on enlève le contenu que l'on tamise sur un tamis à mailles de 4,7 mm pour enlever les boules et sur un tamis à mailles de 1,0 mm pour déterminer le pourcentage d'usure par abrasion. Les résultats obtenus pour divers engrais ont été les suivants :

	Pourcentage
Prills de nitrate d'ammonium	4,6
Urée	
Prills	19,7
Granulée (tambour à pulvérisation)	0,20
Granulée (bac)	1,70
Sulfate d'ammonium	1,1
Phosphate monoammonique	1,3
Phosphate diammonique	0,7
Superphosphate triple	0,7
Superphosphate ordinaire	2,5
Chlorure de potassium (compacté)	3,3

¹ Avec addition de formaldéhyde

La résistance à l'abrasion était assez faible (19,7 %) pour les prills d'urée, dont la résistance à l'écrasement, mesurée sur des particules isolées, est minime. Pour les urées granulées, la résistance à l'abrasion était bien meilleure, 0,2 et 1,7 %. Les prills de nitrate d'ammonium résistaient mal, environ 5 %, et, pour les autres engrais, l'abrasion était faible ou modérée. Pour le chlorure de potassium compacté, qui était pourtant l'un des produits résistant le mieux à l'écrasement (figure 8), l'usure par abrasion était de 3,3 %, probablement à

Figure 9. Tambour rotatif utilisé pour l'essai de résistance à l'abrasion des engrais [41, 42]



cause de la forme irrégulière des particules, semblable à celle de copeaux.

Un autre type d'essai d'abrasion, qui serait utilisé par au moins un fabricant de potasse, consiste à secouer un échantillon avec des boules d'acier au-dessus d'un tamis d'essai et à mesurer la variation de la granulométrie [43, 44]. Dans une variante de ce procédé, un échantillon de 250 grammes de particules d'une granulométrie comprise entre 1,6 et 3,3 mm était placé dans un tamis d'essai à mailles de 1,6 mm, de 203 mm de diamètre, avec 500 boules d'acier de 4,8 mm [44], puis l'on secouait avec un vibreur pendant une heure et l'on procédait à l'analyse granulométrique des granules. On évaluait le degré de résistance d'après la proportion de fines produites. Pour onze échantillons d'engrais différents, la proportion de particules de moins de 1,6 mm variait de 4 à 32 %.

3. Résistance au choc

Cette résistance est surtout intéressante du point de vue de l'énergie cinétique imprimée aux particules par les épandeurs pneumatiques. On a publié plusieurs méthodes pour mesurer les ruptures de particules dues à cette cause. Dans l'une d'elles, on envoie un échantillon, de granulométrie comprise entre 1,6 et 3,3 mm, dans un courant d'air heurtant une plaque d'acier; on mesure ensuite la proportion de particules de granulométrie inférieure à 1,6 mm [44, 45]. Au cours d'essais par cette méthode portant sur onze

engrais différents, on a obtenu des chiffres variant de 2 à 19 % [44].

Dans les études de la TVA sur l'enrobage au soufre d'urée granulée, pour ralentir sa dissolution dans le sol, l'influence de l'énergie cinétique ainsi imprimée aux particules sur la stabilité mécanique de l'enduit était intéressante. On a constaté qu'en laissant tomber un échantillon d'urée enrobée d'une hauteur de 9,15 m dans un tambour en acier vide, on simulait les effets d'un épandeur pneumatique à vitesse moyenne, 600 à 700 tr/min [41], mais certains épandeurs à grande largeur de travail fonctionnent à plus grande vitesse et fournissent aux particules bien plus d'énergie cinétique.

E. Densité apparente en vrac

Cette densité est définie comme le poids par unité de volume d'un engrais en vrac. Il est nécessaire de la connaître pour déterminer la taille des sacs, la capacité des silos de stockage et des véhicules de transport et parfois pour étalonner les dispositifs d'alimentation volumétriques. Pour les mesures courantes, en livres par pied cube, il est commode d'avoir une boîte en métal ou en contreplaqué dont les dimensions intérieures sont exactement $30,5 \times 30,5 \times 30,5$ cm. On mesure la densité par déversement en versant l'engrais dans la boîte d'une hauteur d'environ 15 cm au-dessus du sommet de celle-ci, en nivelant le sommet avec une règle et en pesant sur une balance appropriée. Il est désirable de déplacer le point de déversement, pour éviter la formation de tas et la ségrégation qui en résulte. La valeur ainsi obtenue est le poids minimal que l'on constatera vraisemblablement pour l'unité de volume du produit. La densité apparente tassée est mesurée de la même façon, mais, après remplissage, on tapote la boîte, on la soulève, on la laisse tomber plusieurs fois d'une hauteur d'environ 15 cm, on la remplit à nouveau, on la fait encore tomber jusqu'à ce que le volume ne diminue plus sensiblement; on lisse ensuite la surface et on pèse. La valeur ainsi obtenue représente le poids maximal que l'on observera vraisemblablement pour l'unité de volume du produit après tassement sous l'influence de vibrations pendant le transport ou pendant d'autres manutentions. Ce chiffre est d'ordinaire supérieur de 6 à 12 % au précédent. Des méthodes détaillées de mesure de la densité apparente ont été publiées [27, 46]. On peut employer moins d'un pied cube d'engrais en se servant d'une boîte d'un volume d'un demi-pied cube, ou même d'une éprouvette graduée de 1 ou 2 litres. Les densités en vrac des engrais granulés varient d'environ 0,72 à 1,20; le tableau 3 donne les densités normales de quelques engrais courants.

F. Angle de talus naturel

L'angle de talus naturel (cinétique) d'un engrais est l'angle que fait avec l'horizontale la surface de cet engrais lorsqu'il est déversé, de façon à former un tas, d'un point fixe plus élevé. Cette propriété influence la capacité des zones de stockage et des silos, elle est aussi intéressante pour dessiner des toits en pente des entrepôts de stockage en vrac, ainsi que les trémies, les goulottes et les convoyeurs. On peut obtenir une mesure fiable en déversant doucement 10 kg ou plus d'engrais sous forme d'un petit tas conique, tout en maintenant le point de déversement à quelques centimètres au-dessus du sommet de ce tas. On peut déterminer l'angle de la surface du tas avec l'horizontale soit directement, soit en le projetant, au moyen d'une source lumineuse appropriée, sous forme d'ombre sur un écran vertical, où on peut le mesurer [41]. Une autre méthode, qui exige un échantillon moins important, consiste à déverser l'engrais dans l'angle d'une petite boîte et à mesurer la pente de la surface [42]. Pour la plupart des engrais granulés, l'angle de talus naturel est compris entre 30 et 40 degrés. Le tableau 3 donne les angles habituels pour certains engrais courants.

G. Densité apparente des particules

La densité apparente d'un granule d'engrais peut se définir comme le rapport entre son poids et celui d'un volume égal d'eau à 40 °C. Le volume du granule est celui limité par sa surface, y compris éventuellement les pores intérieurs. Si l'on connaît la formule chimique, on peut calculer la densité réelle (exclusion faite des pores) à partir des données publiées et la comparer à la densité apparente, ce qui donne une mesure de la porosité. On ne mesure pas souvent la densité apparente des particules, mais elle a eu un intérêt spécial pour les études sur les caractéristiques de la ségrégation et pour la mise au point des procédés de granulation. Pour un même produit, les variations de la densité apparente peuvent provoquer des variations de la dureté, de la capacité de rétention d'eau et du comportement pendant le stockage.

La TVA a mis au point le pycnomètre à mercure de la figure 10 [41, 42]. Cet appareil comprend principalement une chambre d'échantillonnage en verre (hermétique), d'environ 10 ml, reliée, par des robinets, d'une part à une source de vide pour pouvoir éliminer l'air qui y est contenu, d'autre part à un réservoir à mercure permettant de remplir la chambre de ce métal. Une micro-burette graduée de 5 ml est intercalée dans l'arrivée de mercure. Pour faire une mesure, on lit d'abord la burette quand la chambre d'échantillonnage, remplie jusqu'au trait de jauge, ne

TABLEAU 3. VALEURS COURANTES DES DENSITES APPARENTES, DES ANGLES DE TALUS NATUREL ET DES DENSITES APPARENTES DES PARTICULES, POUR CERTAINS ENGRAIS^a

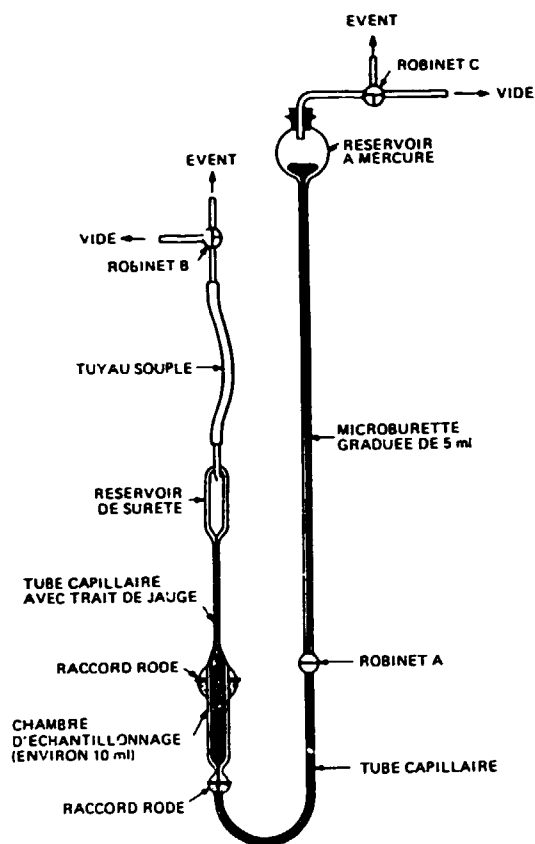
Produits	Densité apparente en vrac (sans tassement)		Angle de talus naturel (en degrés)	Densité apparente des particules ^b
	lb ft ³	kg m ³		
<i>Produits non granulés</i>				
Phosphate naturel de Floride				
"Pebbles" non moulus	85-95	1 360-1 520	35	—
Concentré par flottation	88-96	1 400-1 530	35	—
Pulvérisé (90% < 0,15 mm)	80-90	1 280-1 440	— ^c	—
Superphosphate ordinaire	60-70	960-1 120	30-35	—
Superphosphate triple	55-65	880-1 040	30-35	—
Calcaire pour agriculture ^d	80-95	1 280-1 520	45-50	—
Sulfate d'ammonium	64	1 020	36	—
Chlorure de potassium	71-75	1 140-1 200	31	—
Phosphate monoammonique	55-57	880-910	— ^c	—
<i>Produits granulés</i>				
Nitrate d'ammonium				
Prills de haute densité	56	900	31-38	1,65
Prills de faible densité	45	720	34	1,29
Granules	52	830	36	1,50
Urée				
Prills	46	740	28	1,32
Granules	45-48	720-770	34-37	1,22
Sulfate d'ammonium				
Gros cristaux	63-66	1 010-1 060	29	1,75
Granules	49	785	38	1,58
Superphosphate ordinaire	70	1 120	34	—
Superphosphate triple	65-75	1 040-1 200	30-35	2,12
Phosphate diammonique	60-65	960-1 040	30-35	1,63
Phosphate monoammonique	60-65	960-1 040	35	1,67-1,78
Polyphosphate d'ammonium	56	906	35	1,75
Chlorure de potassium				
"Grossier"	68	1 090	35	1,96
"Granules"	65	1 040	39	1,96
Sulfate de potassium	74	1 180	35	1,76
Sulfate de potassium-magnésium ^f	95-98	1 520-1 570	32	2,65
NPK à base de sulfate (13-13-13)	57	910	36	1,64
NPK à base de nitrate (17-17-17)	56	890	38	1,66
NPK à base d'urée et de sulfate (17-17-17)	52	833	39	1,60
Nitrophosphate (20-20-0)	64	1 020	34	1,76

^aLorsque de nombreuses mesures sont disponibles, nous donnons les valeurs extrêmes.^bMesurée au pycnomètre à mercure (voir texte).^cTres faible angle de talus naturel, impossible de former des tas.^d100% < 2 mm, 50% < 0,15 mm.^eDépend de la teneur en humidité.^fL'angéinite (K₂SO₄ · 2MgSO₄).

contient que du mercure. On enlève alors celui-ci, on ouvre la chambre (raccord rodé) et on y place un échantillon, pesé exactement, de 4 à 7 g. On ferme à nouveau hermétiquement la chambre et on y provoque un vide partiel, 500 mm Hg, pour éliminer la plus grande partie de l'air, puis on renvoie du mercure dans la chambre qu'on remplit jusqu'au trait de jauge et on lit à nouveau la burette. La différence entre la lecture initiale (sans échantillon) et la lecture finale représente le volume des granules de l'échantillon. A partir du poids connu de ce dernier, on calcule le poids par unité de volume, c'est-à-dire la densité apparente des granules.

L'exactitude de la méthode suppose qu'il n'y a pas de pénétration appréciable du mercure dans les pores du granule. En pratique, cette hypothèse est en général vérifiée. Les calculs fondés sur les informations publiées montrent que, dans le cas d'un vide de 500 mm, le mercure devrait pénétrer dans tous les pores de plus de 22 microns de diamètre, mais tous les pores de cette catégorie ne sont pas pénétrables à partir de la surface du granule [47]. Si l'on constate une pénétration appréciable, on peut adopter un vide moins poussé. Sans aucun vide, il ne devrait y avoir aucune pénétration, mais on serait gêné par l'air restant dans les interstices entre granules.

Figure 10. Pycnomètre à mercure utilisé pour mesurer la densité apparente de granules d'engrais [41, 42]



Le tableau 3 donne les valeurs de la densité spécifique apparente des particules de divers engrais. Les chiffres extrêmes sont 1,22 pour l'urée et 2,65 pour le sulfate de potassium-magnésium. On a montré que cette différence ne suffisait pas pour poser de problèmes sérieux dans la manutention en vrac ou l'épandage des mélanges (voir section sur la ségrégation) [17, 19].

II. Humidité relative critique

On peut définir simplement l'humidité relative critique d'un engrais comme le degré d'humidité dans l'atmosphère qui le surmonte tel que l'engrais absorbera spontanément de l'humidité et au-dessous duquel il n'en absorbera pas. Tous les sels solubles, y compris ceux employés comme engrais, ont une humidité relative critique. Du point de vue chimique, l'humidité relative critique d'un sel est l'humidité de l'air pour laquelle la tension de vapeur partielle de l'eau dans l'air est exactement égale à la tension de vapeur d'eau à l'équilibre au-dessus d'une solution saturée du sel, pour toute température donnée, 30 °C par exemple. Pour un engrais, une humidité relative critique assez

élevée est un avantage, puisqu'on peut exposer l'engrais à une atmosphère humide et l'y manipuler sans qu'il s'humidifie et perde sa fluidité et sans qu'il absorbe de l'eau qui pourrait plus tard provoquer la prise en masse. L'humidité relative critique d'un engrais détermine dans une large mesure la nature des sacs (plus ou moins imperméables à l'eau) nécessaires et le degré auquel on peut le manipuler en vrac et le stocker à l'air libre. Il ne faut pas cependant surestimer l'importance de l'humidité relative critique à d'autres points de vue. Par exemple, on la considère quelquefois, à tort, comme une mesure universelle de la tendance à la prise en masse. En fait, si un engrais est stocké dans des sacs imperméables à l'eau, ou en vrac en tas protégés par une couverture en plastique, l'influence de l'humidité de l'atmosphère est pratiquement annulée et l'humidité relative critique a assez peu d'importance. Dans ces situations, la prise en masse, quand elle se produit, est liée à d'autres facteurs tels que la teneur intrinsèque en humidité de l'engrais, les réactions chimiques, la température et la pression pendant le stockage, la présence de fines et l'efficacité de l'enrobage. Même quand l'engrais en vrac n'est pas protégé, l'humidité relative critique n'est pas le seul facteur de son comportement; elle détermine si de l'eau sera absorbée ou non, dans des conditions données, mais n'indique en rien le degré auquel l'engrais tolérera cette absorption. D'autres essais (absorption-pénétration et fluidité) sont nécessaires pour une évaluation complète.

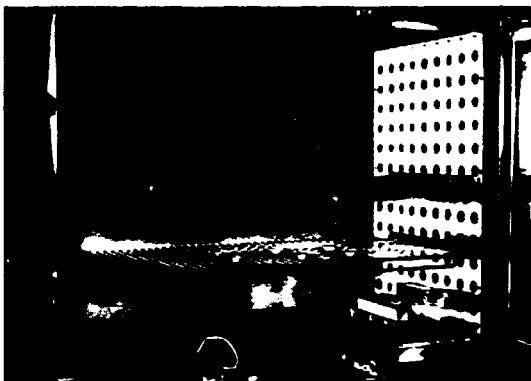
L'humidité relative critique ("critical relative humidity", CRH), est la teneur de l'air en humidité, exprimée sous forme de pourcentage de cette teneur par rapport à celle qui serait nécessaire pour saturer l'air à la température indiquée.

1. Méthode directe

La méthode la plus simple pour mesurer l'humidité relative critique d'un engrais est d'exposer un échantillon à diverses humidités et diverses températures connues; on détermine ensuite pour quel degré d'humidité le poids de l'échantillon augmente de façon significative par absorption d'eau. Le moyen le plus commode est d'utiliser une chambre de laboratoire avec circulation forcée de l'air et réfrigération mécanique permettant de réguler l'humidité. Plusieurs fabricants en fournissent. Un appareil à courant d'air horizontal, pour donner un bon contact avec l'échantillon, est recommandé. La figure 11 est une photographie d'échantillons placés dans un appareil de ce genre.

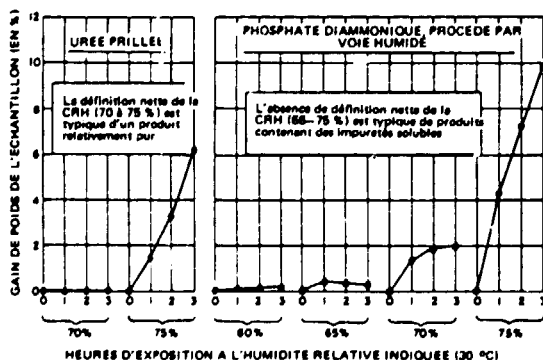
À la TVA, on place dans l'appareil des échantillons de 2 à 3 g, pesés sur une balance d'analyse, dans des coupelles en aluminium de

Figure 11. Echantillon d'engrais dans des coupelles dans un appareil à humidité régulée pour mesure de l'humidité relative critique



5 cm de diamètre et 6 mm de haut [41, 42]. Les coupelles sont enlevées et pesées à nouveau d'heure en heure, pour déterminer l'absorption d'eau. D'ordinaire, on voit au bout de 3 heures s'il y a ou non une absorption appréciable, ce qui indiquerait que l'humidité relative critique de l'échantillon est inférieure à celle qui existe dans l'appareil; ensuite, on augmente ou on diminue cette dernière, suivant le cas, de cinq points de pourcentage et on recommence l'essai jusqu'à détermination de l'humidité relative critique. Si on le désire, celle-ci peut être déterminée à environ 2 points de pourcentage près. Cette méthode est assez longue, mais elle peut porter sur plusieurs échantillons à la fois. La figure 12 montre les données obtenues dans des mesures typiques d'humidité relative critique à 30 °C. Celles fournies par l'urée prillée sont le comportement typique d'un produit relativement pur: le point critique est très net. Il n'y avait eu aucune absorption en trois heures pour une humidité de 70 %, tandis que cette absorption était continue pour 75 %. D'autre part, le phosphate diammonique fabriqué à partir d'acide obtenu par voie humide est typique des phosphates de ce genre et

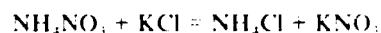
Figure 12. Données obtenues par la méthode directe de mesure de l'humidité relative critique [41, 42]



des autres engrais contenant de petites quantités d'impuretés solubles, qui, au début, abaissent l'humidité relative critique, mais, à mesure que la teneur en eau de l'échantillon augmente, cet effet diminue. Cette influence de la teneur en eau sur l'humidité relative critique apparente des engrais impurs est bien connue [48, 49, 50]. Dans le cas présent, il était évident que l'humidité relative critique du constituant principal était comprise entre 70 à 75 %, mais, du point de vue pratique, il fallait reconnaître que le produit, exposé à l'air humide, absorberait une certaine quantité d'eau pour des humidités relatives comprises entre 60 et 70 %. Pour ce dernier chiffre, le maximum absorbé serait de 2 %, ce qui ne suffit pas pour provoquer des transferts d'humidité entre granules (voir plus loin); dans un tas en vrac, seuls les granules de la surface seraient donc atteints. L'un des principaux avantages de la méthode par détermination directe est cette possibilité de distinguer entre l'humidité relative critique vraie et les absorptions secondaires dues aux impuretés, ce qui n'est pas le cas pour certaines méthodes "statiques".

Les mélanges de deux engrais ont en général une humidité relative critique inférieure à celle de l'un et de l'autre des constituants. On peut la mesurer en mélangeant intimement les sels pulvérisés et en exposant le mélange. Le diagramme de la figure 13 donne les humidités relatives critiques pour les sels purs et pour les mélanges de deux d'entre eux. La plupart de ces données proviennent de textes publiés et ont été obtenues par des méthodes plus précises que la méthode directe exposée ci-dessus [51]; elles sont fondées sur les tensions de vapeur des solutions saturées par rapport aux deux sels.

Dans certains cas, les deux sels d'un mélange réagissent chimiquement dès que la quantité d'eau absorbée est suffisante. Par exemple :



On appelle couple stable de sels les deux sels du membre de droite; ceux du membre de gauche sont le couple instable. Dans la figure 13, les valeurs de l'humidité relative critique concernent les couples stables. Cependant, si les deux sels ne sont pas mélangés en proportion stoechiométrique, l'humidité relative critique du mélange dépendra du fait que l'un ou l'autre sel est en excès. Par exemple, la figure 13 donne pour l'humidité relative critique d'un mélange de nitrate d'ammonium et de chlorure de potassium 67,9 %. Cette valeur est utilisable si les deux sels sont en proportion stoechiométrique ou si le chlorure de potassium est en excès; la réaction ci-dessus est alors complète. Si au contraire c'est le nitrate d'ammonium qui est en excès, l'humidité relative critique du mélange sera celle du nitrate d'ammonium, 59,4 %, ou peut-être moins puisque le mélange contiendra en fait trois sels. L'effet du

Figure 13. Humidité relative critique de sels purs et de mélanges à 30 °C (les chiffres indiqués sont des humidités relatives, en pourcentage)

NITRATE DE CALCIUM									
46,7									
NITRATE D'AMMONIUM									
23,5	59,4								
NITRATE DE SODIUM									
37,7	46,3	72,4							
UREE									
-	18,1	45,6	72,5						
CHLORURE D'AMMONIUM									
-	31,4	31,9	57,9	77,2					
SULFATE D'AMMONIUM									
-	62,3	-	56,4	71,3	79,2				
PHOSPHATE DIAMMONIQUE									
-	59	-	62	-	72	82,3			
CHLORURE DE POTASSIUM									
22,0	67,9	66,9	60,3	73,5	71,3	70	84,0		
NITRATE DE POTASSIUM									
31,4	59,9	64,5	63,2	67,9	69,2	-	78,6	90,5	
PHOSPHATE MONOAMMONIQUE									
52,8	58,0	63,8	63,2	-	75,8	78	72,8	59,8	91,6
PHOSPHATE MONOCALCIQUE									
46,2	52,8	68,1	63,1	73,9	87,7	78	-	87,8	88,8
76,1	69,2	73,3	71,5	71,3	81,4	77	81	87,8	79,0
								-	96,3

* Valeurs approximatives obtenues par la TVA ; les autres données sont tirées de publications [51]

† Couple instable de sels ; la valeur indiquée concerne le couple stable

mélange des sels est particulièrement spectaculaire dans le cas d'un mélange de nitrate d'ammonium (59,4 % à 30 °C) et urée (72,5 %). On voit que le mélange a une humidité relative critique extrêmement faible, 18 %, et qu'il faut donc l'éviter, sauf dans les engrais liquides.

Faute de l'appareillage décrit ci-dessus, on peut exposer des échantillons dans un meuble isolé imperméable à l'humidité (par exemple une étuve de biologiste) muni d'un ventilateur électrique pour la circulation de l'air, d'une résistance électrique de chauffage, d'une étagère en treillis métallique pour les échantillons et d'une cuve en verre contenant une solution saline permettant de réguler le degré d'humidité. La méthode est en général la même qu'avec un équipement plus perfectionné, excepté qu'il faut attendre que l'équilibre entre l'air et la solution soit atteint et qu'on doit ouvrir la porte le moins possible, pour conserver l'humidité. Une ventilation intense est indispensable. Pour préparer les solutions, on choisit d'abord un sel ou un couple de sels approprié d'après les données publiées sur les tensions de vapeur [51, 52, 53]. On chauffe ensuite un excès de ou des sels dans de l'eau distillée à une température de fonctionnement de l'appareil et l'on verse le mélange (y compris une certaine quantité de sel non dissous) dans la cuve que l'on place sur le plancher de l'appareil, exposée au courant d'air du ventilateur. On ferme ensuite la porte et on attend, le ventilateur fonctionnant toujours, que l'équilibre soit atteint à la température désirée. Cette méthode, quoique utilisable, prend beaucoup de temps pour préparer et changer les solutions. Celles-ci peuvent servir plusieurs fois.

Il n'est pas recommandable de chercher à mesurer l'humidité relative critique en exposant des échantillons au-dessus de solutions salines dans des récipients du type dessiccateur : vu l'absence de circulation forcée de l'air, le passage de l'humidité de la solution dans l'air, puis dans l'échantillon, est dû uniquement à la diffusion, qui est un processus très lent. Dans une série publiée d'essais de ce genre, la durée d'exposition nécessaire était d'une semaine. La méthode a été essayée par la TVA, mais l'on n'a pu obtenir des résultats reproductibles. On pourrait apparemment améliorer les résultats en plaçant un ventilateur dans le sommet du récipient [50, 54]. L'expérience acquise par la TVA confirme la conclusion que, pour obtenir des résultats reproductibles, les mesures de l'humidité critique et toutes les autres mesures de l'absorption de l'humidité par des échantillons d'engrais doivent être faites avec une agitation assez vigoureuse de l'air au contact des échantillons.

Plusieurs autres méthodes ont été publiées pour la mesure de l'humidité relative critique d'engrais et de sels purs employés pour leur fabrication. Il s'agit en général de méthodes statiques, indirectes, qui ne simulent pas aussi bien les conditions pratiques d'exposition que la méthode directe exposée plus haut. Cependant, compte tenu de leurs inconvénients, les méthodes ci-dessous peuvent être utiles.

2. Méthode de l'isoténiscope

Les chercheurs du Department of Agriculture des Etats-Unis ont employé un appareil de laboratoire assez complexe pour mesurer la tension de

vapeur de l'eau au-dessus de solutions saturées de sels et de couples de sels employés comme engrais [51, 53]. On transformait la tension de vapeur en humidité relative critique à partir de la définition de celle-ci: le degré d'humidité pour lequel la tension de vapeur de l'eau dans l'air est égale à la tension de vapeur au-dessus d'une solution saturée du sel. Cette méthode est applicable avec beaucoup de précision aux sels purs, mais probablement pas à des produits impurs tels que la plupart des engrais.

3. Méthode de l'hygromètre électrique

Cette méthode est basée sur le fait que, à l'équilibre, si une masse d'air est en contact avec un engrais contenant une certaine quantité d'humidité, l'humidité de la masse d'air sera égale à l'humidité critique de l'engrais [55]. Un flacon de verre de 500 ml, muni à l'intérieur d'un hygromètre Dunmore [56], est rempli d'engrais à peu près au tiers et on le scelle hermétiquement. Une fois l'équilibre atteint, au bout d'environ une demi-heure, on lit l'indication de l'hygromètre. Cette méthode est peu utile parce qu'elle ne donne qu'une valeur à l'équilibre pour une seule teneur en humidité de l'engrais; le comportement de l'engrais, lorsqu'il est effectivement exposé à l'humidité, et l'absorption de celle-ci ne sont donc pas observés. De plus, la méthode étant statique, elle dépend beaucoup de la diffusion qui est lente et variable.

4. Méthode de l'absorption sous vide

On fait, dans un ballon de 25 ml contenant 1 à 5 g d'engrais, un vide de 0,001 mm de mercure [48, 57]. On remplit le ballon de vapeur d'eau pure provenant d'un autre récipient et on le scelle, exception faite du raccordement à un manomètre. On attend ensuite une heure ou plus; pendant ce temps, l'absorption d'eau par l'engrais réduit la tension de vapeur de l'eau dans le ballon et l'amène à sa valeur d'équilibre, qu'on lit sur le manomètre. On calcule l'humidité relative critique d'après cette lecture. Cette méthode, comme la méthode de l'hygromètre, est statique et ne donne une tension de vapeur que pour une seule teneur en humidité de l'échantillon; toutefois, en procédant par expositions répétées, on peut obtenir des chiffres pour une gamme de teneurs en humidité.

5. Chromatographie gazeuse

On place l'échantillon dans un ballon plein d'air, que l'on scelle; l'équilibre obtenu, on prélève un petit échantillon de cet air où l'on dose l'humidité [58] par chromatographie gazeuse; on

en déduit, par le calcul, l'humidité relative critique. Cette méthode, quoique simple, a les inconvénients des autres méthodes statiques.

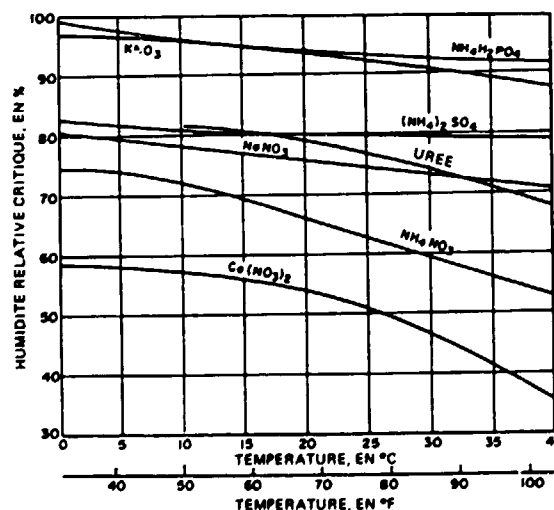
6. Influence de la température

Pour la plupart des sels, l'humidité relative critique diminue quand la température augmente. La figure 14 donne cette variation pour quelques engrais azotés importants, d'après des données sur la tension de vapeur provenant de différentes sources [51, 59, 60]. Le coefficient de variation est maximal pour les nitrates d'ammonium et de calcium; pour l'un comme pour l'autre, quand la température passe de 0 à 40 °C, l'humidité relative critique diminue de 22 %. Le coefficient le plus faible est celui du sulfate d'ammonium; dans les mêmes conditions, l'humidité relative critique ne diminue que d'environ 4 points de pourcentage. Pour les autres sels, on peut calculer les variations à partir des données publiées sur la tension de vapeur ou les déterminer par l'expérience.

I. Vitesse et influence de l'absorption d'humidité

La mesure de l'humidité relative critique dont nous venons de parler définit l'humidité relative au-dessus de laquelle un engrais absorbe de l'eau provenant de l'atmosphère, mais, à lui seul, ce chiffre ne nous indique rien sur la rapidité d'absorption, ni sur l'influence qu'elle aura sur l'état physique de l'engrais. Les engrais sont très différents quant à leur aptitude à tolérer l'absorption d'eau et les méthodes permettant d'évaluer cette tolérance sont intéressantes. La surface des tas d'engrais en vrac est souvent exposée à une

Figure 14. Influence de la température sur l'humidité relative critique de certains sels employés comme engrais azotés



atmosphère humide; il est donc utile de savoir à quelle vitesse l'humidité sera absorbée, jusqu'à quelle profondeur, et à quel rythme les propriétés physiques seront influencées défavorablement. On peut évaluer ces effets par deux méthodes que nous allons décrire: l'essai d'absorption et de pénétration en laboratoire, l'essai sur un petit tas stocké en vrac. Il arrive souvent aussi que des engrais soient exposés à une atmosphère humide au cours de la manutention et de l'épandage. Dans ce cas, le principal problème est l'influence de l'eau sur la fluidité. Nous décrivons aussi deux essais permettant d'évaluer la fluidité dans ces conditions: un essai de facilité d'épandage et un essai de fluidité en laboratoire.

1. Essai d'absorption-pénétration en laboratoire

Cette méthode a été mise au point par la TVA [41, 42]. Le principe est simple: exposer une superficie connue d'un engrais en vrac à de l'air en mouvement, dont la température et l'humidité relative sont régulées, mesurer la vitesse d'absorption d'eau par unité de surface d'engrais et la vitesse de pénétration de cette eau dans la masse de l'engrais. On se servait d'éprouvettes cylindriques en verre, de 68 mm de diamètre, ouvertes en haut et remplies à ras de l'engrais; la surface exposée était alors de 36 cm². On a essayé des éprouvettes de 5 et de 20 cm de haut; les résultats sont les mêmes, sauf que la hauteur supérieure permet une pénétration plus profonde, donc des périodes d'essai plus longues. Les récipients remplis sont pesés exactement puis placés dans une enceinte où la température est d'ordinaire de 30 °C et l'humidité relative de 80 %. La figure 15 est une photographie d'échantillons exposés. Un violent courant d'air au-dessus du sommet des récipients est important. Après 4, 24, 48 et 72 heures, on enlève les récipients, on les pèse et on calcule l'absorption d'eau par unité de surface. De plus, il est en général possible, en regardant à travers la paroi de verre, de déterminer à quelle

profondeur l'eau a pénétré. D'ordinaire, il y a une interface horizontale, l'engrais au-dessous de celle-ci n'étant pas touché, mais, avec certains produits non absorbants tels que le nitrate d'ammonium ou l'urée, on observe souvent de profondes trainées d'humidité.

Le tableau 4 donne les résultats normalement obtenus dans une série d'essais d'absorption-pénétration à 30 °C, avec une humidité relative de 80 %. Les produits sont classés dans l'ordre d'humidité relative critique croissante de 45 à 73 %; cependant, il est intéressant de noter qu'il n'y a pas de corrélation de l'humidité relative critique, ni avec la vitesse d'absorption de l'eau, ni avec la profondeur de pénétration de celle-ci; il n'y a pas non plus de corrélation entre ces deux dernières valeurs, à cause des différences de capacité de rétention d'eau. Ces capacités ont été calculées (tableau 4) en termes de milligrammes d'eau par centimètre cube d'engrais, en divisant l'absorption d'eau par centimètre carré par la profondeur de pénétration en centimètres. Ces valeurs ont été converties en pourcentages en poids (tableau 4) à partir des densités apparentes en vrac des engrais essayés. Les capacités ainsi calculées représentent la quantité maximale d'eau qu'un granule absorbera avant de devenir assez humide pour transférer de l'eau par capillarité aux granules adjacents. Une forte capacité de rétention d'eau est une caractéristique désirable qui peut compenser les effets d'une absorption élevée. Par exemple, parmi les produits du tableau 4, NPK 19-19-19 à base d'urée fondue a une très faible humidité relative critique, 45 %, et un taux élevé d'absorption d'eau, 538 mg/cm² en 72 heures; cependant, à cause de la très forte capacité de rétention d'eau des granules, 18,5 %, la pénétration en 72 heures n'a été que de 34 mm. En revanche, l'urée prillée, dont l'humidité relative critique est élevée, 73 %, et la vitesse d'absorption d'eau n'est que moyenne, 324 mg/cm² en 72 heures, a été pénétrée jusqu'à une profondeur de 13 cm dans la même période à cause de la très faible capacité de rétention d'eau des prills, 3,2 %. Pour le nitrate d'ammonium prillé (tableau 4), la rapidité d'absorption d'eau est élevée, 918 mg/cm² en 72 heures et la capacité de rétention d'eau est faible, 2,1 %; en conséquence, ce produit a été pénétré à une vitesse équivalant à 46 cm (chiffre extrapolé) en 72 heures. La capacité de rétention d'eau semble liée à la fois à la constitution chimique et à la porosité physique des granules. Les sels cristallisés purs ne sont en général pas poreux et leur capacité de rétention d'eau est faible. Certaines impuretés, par exemple les phosphates de fer et d'aluminium dans les engrais obtenus à partir d'acides fabriqués par voie humide, ont l'avantage d'augmenter cette capacité de rétention.

Figure 15. Échantillons d'engrais après exposition à une atmosphère humide dans l'essai d'absorption-pénétration en laboratoire [41, 42]



TABLEAU 4. RESULTATS FOURNIS PAR DES ENGRAIS GRANULES A L'ESSAI D'ABSORPTION-PENETRATION DE L'HUMIDITE DE LA TVA

Type et dosage	Humidité relative critique (%)	72 h d'exposition à 30 °C, 90% Rh			
		Eau absorbée (en mg cm ²)	Pénétration de l'eau (en cm)	Capacité de rétention d'eau (en mg cm ²) (1) (en poids)	
NPK 19-19-19, à base d'urée fondue	45	538	3,4	158	18,5
NPK 19-19-19, à base d'urée prillée	45	463	7,0	66	7,7
NPK 20-10-10, à base de nitrate	55	372	6,9	54	6,7
NPK 17-17-17, à base de nitrate	55	433	6,3	69	8,3
Prills de nitrate d'ammonium 34-0-0	59	918 ^a	46,0 ^a	20	2,1
NPK 13-13-13 à base de sulfate	70	238	2,7	88	11,0
Polyphosphate d'ammonium 11-55-0 (TVA)	70	88	1,4	63	7,9
Phosphate diammonique 18-46-0	70	151	1,2	125	14,1
Prills d'urée 46-0-0	73	324	13,0	25	3,2

^aEssai terminé après 24 heures. Les valeurs indiquées pour 72 heures ont été obtenues par extrapolation.

Les résultats de cet essai d'absorption-pénétration donnent des indications sur le comportement de l'engrais en vrac à prévoir dans une atmosphère constamment très humide, mais il faut se rendre compte que, lorsque les conditions sont de type cyclique, ce qui est le cas, en fait, dans le stockage en vrac, les résultats peuvent être modifiés par la formation d'une croûte à la surface des tas de certains produits pendant les périodes sèches. De plus, dans de telles conditions cycliques, les produits à humidité critique élevée absorberont pendant une moindre partie du cycle que ceux à faible humidité critique. On peut modifier les conditions d'essai pour simuler de telles conditions.

2. Essais en petits tas

Le stockage en vrac d'engrais en tas non ensilés peut poser les deux problèmes suivants (l'un ou l'autre ou tous les deux) : d'une part, la prise en masse ou une autre détérioration physique dans la profondeur du tas, d'autre part l'humidification de la surface et la pénétration d'eau. Contrairement à ce que l'on croit parfois, ces deux problèmes ne sont pas d'ordinaire liés. Le premier se pose en général uniquement pour des raisons qui ne dépendent pas de l'exposition de la surface, telles que séchage insuffisant au cours de la fabrication, trop faible résistance mécanique des granules, proportion exagérée de fines, réactions chimiques, température trop élevée de stockage, trop grande hauteur de la pile (pression) et, dans le cas de produits à base de superphosphate, mûrissement insuffisant.

Les essais de stockage en petits tas ne permettent pas de prévoir la prise en masse ni toute autre détérioration pouvant se produire dans la profondeur d'un gros tas. La principale raison en est que la pression, qui est un facteur important, est bien moindre dans un petit tas que

dans un gros; de plus la perte de chaleur est au contraire plus grande. On a suggéré un silo de grande hauteur et de faible diamètre pour obtenir la même pression que dans un gros tas, mais on a constaté qu'on ne reproduisait pas ainsi les conditions réelles, parce que les effets de paroi diminuent de plus de moitié la pression. Les chercheurs de la TVA ont constaté que la meilleure indication du comportement probable d'engrais à l'intérieur de gros tas est fournie par les essais de stockage en sacs, dont nous parlerons plus loin.

En revanche, les essais de stockage en petits tas sont utiles pour étudier le comportement de la surface de ceux-ci pendant l'exposition. Un inconvénient de la méthode est qu'il faut disposer d'une superficie plus grande que pour les essais d'absorption-pénétration en laboratoire. De plus, à moins qu'on ne puisse réguler l'humidité, les résultats peuvent varier suivant les conditions atmosphériques à l'endroit où l'on procède à l'essai. Il est donc à conseiller de faire en parallèle des essais avec un ou plusieurs engrais de caractéristiques connues. Il est commode de se servir de petits récipients ouverts. La figure 16 représente des récipients normalement utilisés, pouvant contenir 171 à 272 kg d'engrais. Les parois et les soudures doivent être étanches, de façon que l'humidité n'entre que par la surface supérieure, exposée à l'air. Les conditions doivent être les mêmes que dans le stockage réel et, si possible, il faut procéder aux essais dans le local où ce stockage aura lieu.

Des périodes d'exposition de 1 à 3 mois suffisent d'ordinaire pour permettre des comparaisons fiables de produits. Dans la plupart des climats, c'est en été que les conditions sont les plus difficiles. A la fin de la période d'essai, on coupe verticalement le tas, on examine et on enregistre l'état physique à différentes profondeurs dans la section verticale. On prélève des échantillons à plusieurs profondeurs, tant dans la

Figure 16. Essais d'exposition d'engrais en petits tas dans des récipients ouverts



partie affectée à l'humidité qu'au-dessous de la limite de pénétration visible. D'ordinaire, on dose l'humidité contenue dans les échantillons, et on mesure la perte éventuelle de dureté des granules. Cet essai a l'avantage de n'exiger qu'un matériel simple et de montrer le comportement du produit dans les conditions variables de l'exposition réelle en entrepôt. Dans les pays où il y a une saison sèche et une saison des pluies bien marquées, il peut être à conseiller que la période d'essai couvre au moins une partie de chacune des deux.

3. Protection pendant le stockage en vrac

Les engrais stockés en vrac peuvent exiger une protection spéciale contre l'humidité atmosphérique si une ou plusieurs des conditions ci-dessous sont remplies :

1. Le produit est particulièrement hygroscopique, comme l'a indiqué l'essai de pénétration en laboratoire ou l'essai de stockage en petits tas.
2. Le stockage se fait dans une zone très humide.
3. Le stockage est de longue durée.

Pour de petits tas, par exemple 100 à 300 tonnes dans une installation de mélange, couvrir le tas de feuilles de polyéthylène est un moyen pratique et efficace d'arrêter l'humidité atmosphérique. Pour les gros tas, il suffit d'ordinaire que le bâtiment où ils se trouvent soit bien fermé, mais cette condition est souvent difficile à réaliser. La meilleure protection consiste à dessécher l'air du local. Pour cela, on peut soit chauffer l'air à l'entrée, soit le dessécher par réfrigération mécanique, soit absorber chimiquement l'humidité. On a constaté que la seconde de ces méthodes était efficace avec une réfrigération étonnamment faible quand le bâtiment était raisonnablement étanche [61].

4. Essais de facilité d'épandage

C'est au cours des premières années 30 qu'on a commencé à appliquer ce terme aux engrais; à l'époque, il s'appliquait à la résultante de toutes les propriétés d'un engrais qui modifient la facilité et l'uniformité avec lesquelles il traverse un organe de distribution. On a étudié les effets de variables telles que l'hygroscopicité, la granulométrie, la densité, la teneur en humidité, la forme des particules, l'angle de talus naturel et la présence de conditionneurs, mais ces études ont porté presque exclusivement sur les engrais non granulés, d'usage courant à cette époque [62, 63, 64]. Avec l'arrivée de la granulation au début des années 50, il apparut clairement que la fluidité d'un produit granulé non pris en masse ne posait aucun problème, sauf dans la mesure où l'exposition de produits granulés hygroscopiques à une atmosphère humide pendant leur manutention ou leur application diminuerait la fluidité [65]. Depuis cette époque, on a employé les essais de facilité d'épandage presque uniquement pour déterminer les effets sur la fluidité de l'exposition à une atmosphère humide. Dans le présent exposé, nous avons employé l'expression "facilité d'épandage relative" pour définir le rapport suivant :

$$\frac{(\text{débit après exposition})}{(\text{débit avant exposition})} \times 100 = \text{facilité d'épandage relative (en pourcentage)}$$

Les débits sont mesurés sur un épandeur en lignes, les réglages étant les mêmes avant et après l'exposition de l'engrais à l'humidité.

Des chercheurs du Department of Agriculture des Etats-Unis [65, 66] ont été les premiers à décrire une méthode de mesure de la facilité d'épandage relative des engrais. La même méthode, quelque peu simplifiée, a été adoptée lors des premières recherches de la TVA [42]. Dans les deux cas, un épandeur à rangée unique était placé en position stationnaire, mais la roue de sol était entraînée par un moteur à vitesse constante, de façon à obtenir le taux d'épandage normal. La méthode était, en principe, la suivante :

1. Déterminer le débit de l'engrais sec, non exposé.
2. Exposer l'engrais à une forte humidité dans des récipients peu profonds, pendant un temps mesuré, dans une chambre à humidité régulée.
3. Mesurer à nouveau le débit de l'engrais après exposition, en conservant le même réglage, et calculer la "facilité d'épandage relative".
4. Continuer l'exposition et mesurer à nouveau le débit pendant de nouvelles périodes de temps jusqu'à ce que le débit soit sérieusement diminué.

La méthode a surtout été utile pour comparer la résistance à l'humidité d'un engrais avec celle d'un engrais qu'on savait acceptable. Il ne faut pas oublier que l'exposition utilisée au cours de l'essai (récipients peu profonds, forte humidité) est plus marquée que celle qu'on rencontre normalement dans une bonne application. En prenant les précautions voulues au moment de l'épandage, on peut utiliser avec succès même des engrais très hygroscopiques tels que les nitrates d'ammonium et de calcium.

5. Essais de fluidité en laboratoire

L'essai de facilité d'épandage décrit ci-dessus exige l'emploi d'assez grandes quantités d'engrais, un organe de distribution de taille normale et une chambre à humidité régulée de grandes dimensions. Toutefois, récemment, des chercheurs de la TVA ont mis au point un essai en laboratoire qui fournit une comparaison analogue de l'influence de l'eau sur la fluidité, mais n'exige que de petits échantillons [67]. La figure 17 est une photographie de l'appareil employé. On place d'abord un échantillon de 500 ml de l'engrais dans un petit bac rotatif incliné (diamètre, 25 cm, profondeur, 15 cm) muni de petites palettes élévatoires (1 cm). Le bac et le dispositif d'entraînement sont placés dans une chambre à température et humidité régulées, avec un courant d'air horizontal dirigé sur l'ouverture du bac. On adopte une humidité relative élevée, par exemple 90 %. On fait ensuite tourner le bac à 12 tr/min et on mesure le temps pendant lequel le produit y reste fluide. Cette fluidité finit d'ordinaire de façon assez brusque; on suppose que sa cessation, déterminée visuellement, est le moment où l'écoulement d'environ la moitié du produit est arrêté par la viscosité. Outre cette détermination, on peut analyser l'échantillon à la fin de l'essai pour mesurer la teneur en

Figure 17. Essai de laboratoire pour déterminer la durée d'écoulement d'engrais pendant leur exposition à l'humidité



humidité à partir de laquelle le produit cesse d'être fluide. Le tableau 5 donne les résultats normalement obtenus avec divers engrais. Comme dans l'essai de facilité d'épandage, ces résultats sont relatifs et il faut essayer parallèlement des engrais dont le caractère acceptable est connu, servant de témoins. Les chiffres du tableau 5 montrent que la connaissance de l'humidité relative critique seule ne suffit pas pour prédire la persistance de l'écoulement dans une atmosphère humide. Par exemple, c'est pour l'urée prillée, dont l'humidité relative critique est assez élevée, 73 %, que le débit s'est arrêté le plus vite (9 minutes), probablement à cause de la faible capacité de rétention d'eau (3,2 %) du produit. Cependant, la capacité de rétention d'eau, déterminée par l'essai d'absorption-pénétration, n'est pas non plus, à elle seule, un critère suffisant pour prévoir la durée de l'écoulement. Pour le NPK à base d'urée fondue 19-19-19, malgré la capacité élevée de rétention d'eau (18,5 %), le débit s'est arrêté au bout de 20 minutes, contre plus de 100 minutes pour quatre des engrais essayés.

J. Prise en masse d'engrais

Entre le moment où les engrais sont fabriqués et celui où ils sont épandus sur le sol, ils doivent être stockés, soit en vrac, soit en sacs. La durée du stockage varie beaucoup, de moins d'un mois à un an ou plus. Il est indispensable que, pendant cette période, l'engrais reste complètement fluide ou que la prise en masse soit si faible qu'un peu de manutention normale le rende tel. Cependant, depuis le tout début de l'industrie, une prise en masse excessive en cours de stockage a posé souvent des problèmes et fait l'objet de beaucoup d'études et de nombreuses publications.

La prise en masse est le plus souvent due à la formation de liaisons cristallines entre particules d'engrais [49, 68, 69]. Ces cristaux se forment pendant le stockage, soit par suite de réactions chimiques internes qui continuent à se produire, soit à cause d'effets thermiques qui provoquent le dépôt de cristaux à partir de petites quantités de solution saline présente. La figure 18 est une microphotographie de cristaux qui sont apparus à la surface d'un granule d'engrais composé pendant un stockage de trois mois. La croissance de ces cristaux entre les granules, ou entre les particules d'un engrais non granulé, provoque la prise en masse. Leur composition chimique diffère d'ordinaire suivant la formule de l'engrais; on a identifié de très nombreux composés. Quelques cas ont été signalés où la liaison entre particules semblait être due seulement à des forces de cohésion, sans qu'on puisse observer l'apparition de cristaux [70].

TABLEAU 5. RESULTATS D'ESSAIS EN LABORATOIRE POUR DETERMINER LA DUREE D'ECOULEMENT D'ENGRAIS EN ATMOSPHERE HUMIDE [67]

Nature et dosage de l'engrais	Humidité relative critique (%)	Capacité de rétention d'eau (%) ^a	Minutes d'écoulement à 30 °C, 90% RH
NPK 19-19-19, à base d'urée fondue	45	18,5	20
NPK 19-19-19, à base d'urée prillée	45	7,7	16
NPK 20-10-10 à base de nitrate	55	6,7	73
NPK 17-17-17 à base de nitrate	55	8,3	105
Urée-phosphate d'ammonium 28-28-0	55	16,0	36
Urée-phosphate d'ammonium 35-17-0	55	26,2	52
Prills de nitrate d'ammonium 34-0-0	59	2,1	11
NPK à base de sulfate 13-13-13	70	11,0	156
Polyphosphate d'ammonium 11-55-0 (TVA)	70	7,9	164
Phosphate diammonique 18-46-0	70	14,1	70-140
Prills d'urée 46-0-0	73	3,2	9

^aMesurée au cours d'un essai de pénétration en laboratoire (voir tableau 4)

Figure 18. Microphotographie de granules d'engrais 12-12-12 obtenus à partir d'une solution d'urée et d'ammoniaque, prise après un stockage de trois mois en sacs; le produit liant les granules entre eux est un complexe d'urée et de chlorure d'ammonium [69]



Vue agrandie de cristaux apparaissant à la surface et provoquant la prise en masse pendant un stockage de trois mois



Influence du séchage (granules inférieurs); pour réduire l'apparition de liaisons qui provoquent la prise en masse pendant le stockage

Contrairement à une opinion répandue, la prise en masse pendant le stockage, en sacs ou en vrac, n'est pas d'ordinaire due à l'absorption d'humidité; une cause bien plus probable est la présence d'une quantité excessive d'eau restant dans le produit après fabrication, ou plusieurs autres facteurs dont nous parlerons. Un engrais stocké dans des sacs modernes imperméables est bien protégé de l'humidité extérieure, et cependant la prise en masse n'y est pas rare. De même, dans le cas de stockage en vrac, l'engrais qui se trouve à l'intérieur est protégé de l'humidité extérieure par l'engrais qui l'entoure, et cependant la prise en masse la plus marquée se rencontre souvent au centre des tas. Néanmoins, il ne faut pas négliger les autres effets indésirables d'une humidité élevée sur les engrais stockés en vrac. Comme nous l'avons dit, elle humidifie la surface des tas et y provoque la prise en masse; si l'exposition est

prolongée, la pénétration de l'humidité peut, pour certains engrais, être très profonde. De plus, le transport et la manutention d'engrais dans une atmosphère humide, avant l'ensachage ou la mise en tas, peuvent introduire de l'humidité qui provoquera plus tard la prise en masse.

De nombreuses publications ont porté sur l'identification ou l'examen des facteurs provoquant la prise en masse [49, 68, 69, 70, 71, 72]. Nous examinons ci-dessous les principaux facteurs sur lesquels on peut agir pour réduire ou empêcher la prise en masse d'engrais stockés en sacs ou en vrac.

1. Influence de la teneur en humidité

La quantité d'eau qui reste dans un engrais après fabrication a une grande influence sur sa tendance à la prise en masse. Pour la plupart des

mécanismes provoquant ce phénomène, la présence d'humidité, sous forme d'une solution, est indispensable. Plus le séchage au cours de la fabrication est poussé, moins ces mécanismes seront actifs. Le degré de séchage nécessaire pour empêcher la prise en masse est assez variable, suivant la composition et la forme physique de l'engrais. D'une façon générale, les engrais contenant beaucoup de composés azotés doivent être séchés davantage, en particulier ceux contenant du nitrate d'ammonium ou de l'urée. Nous donnons ci-dessous quelques directives très générales sur la teneur maximale en eau d'engrais granulés. Ces chiffres n'ont qu'une valeur générale, parce que de nombreuses variantes, du traitement modifient l'influence de l'humidité sur les propriétés pendant le stockage et la manutention d'un engrais de composition donnée. Les chiffres indiqués ne concernent que l'eau libre (à l'exclusion de l'eau contenue dans les hydrates), mesurée par la dessiccation sous vide d'un échantillon de 25-30 °C pendant 16 à 18 heures (procédé 2.013 de l'Association of Official Analytical Chemists des Etats-Unis). Des résultats obtenus par d'autres méthodes telles que le séchage en étuve ou l'utilisation du réactif de Karl Fisher peuvent fournir un chiffre incluant l'eau d'hydratation qui, normalement, ne joue aucun rôle dans le processus de prise en masse.

Teneur en humidité du produit, 0-0,5%

- Nitrate d'ammonium
- Urée
- Sulfate d'ammonium
- Nitrate de calcium
- Nitrate de sodium

Teneur en humidité du produit, 0,5-1%

Engrais mélangés contenant de l'urée ou du nitrate d'ammonium, le rapport N/P₂O₅ étant égal ou supérieur à l'unité

Teneur en humidité du produit, 1-1,5%

Engrais mélangés contenant de l'urée ou du nitrate d'ammonium, le rapport N/P₂O₅ étant inférieur à l'unité
Engrais mélangés contenant ni urée ni nitrate d'ammonium, le rapport N/P₂O₅ étant supérieur à l'unité

Teneur en humidité du produit, 1,5-2%

Engrais mélangés contenant ni urée, ni nitrate d'ammonium, le rapport N/P₂O₅ étant inférieur à l'unité

Teneur en humidité du produit, plus de 2%

Engrais mélangés contenant peu ou pas d'azote
Superphosphates

Respecter les chiffres ci-dessus n'assure pas nécessairement un bon stockage si l'on ne prend pas d'autres mesures, dont nous allons parler. Certains engrais à haute teneur en azote, par exemple les nitrates d'ammonium et de calcium, et certains engrais NPK granulés, également à haute teneur en azote, exigent le recours à des agents antimassants (agents d'enrobage), en outre du séchage poussé que nous venons d'indiquer. Le recours à ces produits peut aussi permettre, comme nous allons le voir, de réduire le degré de séchage nécessaire pour certains engrais.

2. Influence de la granulométrie et de la dureté

Produire des particules assez grosses, sans fines, réduit le nombre de points de contact entre particules, donc la prise en masse. Ce fut l'une des principales raisons de la préférence accordée, pendant les années 40 et 50, aux engrais granulés par rapport aux engrais en poudre. A composition égale, les premiers exigent en général un séchage moins complet et il est moins souvent nécessaire d'y ajouter des conditionneurs.

La faible résistance mécanique des granules favorise en général la prise en masse. Sous la pression qui s'exerce dans les tas, les granules peu résistants ont tendance à se déformer et les surfaces de contact entre eux augmentent. De plus, la rupture des granules peut former des fines, qui sont une autre cause de prise en masse. Comme il a été dit plus haut, pour des granules de taille comprise entre 2,36 et 2,74 mm, une résistance à l'écrasement de 2,27 kg ou plus est désirable, et le chiffre de 1,36 kg est à peu près le minimum acceptable en pratique.

3. Influence des conditionneurs

Les conditionneurs sont des produits qu'on ajoute à un engrais pour favoriser le maintien d'un bon état physique (fluidité) pendant le stockage et la manutention. Leur emploi est indispensable pour certains produits à forte teneur en azote, mais pas pour tous les engrais. Il est d'ordinaire préférable d'employer d'autres moyens, tels qu'un bon séchage pour éviter la prise en masse; on supprime ainsi les frais d'achat et d'addition du conditionneur. Avant la granulation, la plupart des engrais étaient en poudre et les conditionneurs les plus employés étaient des particules grossières qui agissaient surtout comme charge: vermiculite, perlite, coques de graines de coton, sciure de bois, rafle de maïs, tiges de tabac, balle de riz, tourbe, etc. La granulation une fois introduite, il devint évident que ces produits n'étaient pas efficaces pour les engrais granulés; on a constaté que, dans ce cas, les antimassants

les plus efficaces étaient des agents d'enrobage adhérent à la surface des granules. La plupart de ceux actuellement utilisés pour les engrais granulés sont soit des poudres très fines adhérent à la surface des granules, soit des liquides pulvérisés sur leur surface. Le mécanisme d'action varie : des poudres inertes, telles que le kieselguhr, les argiles et le talc, agissent comme obstacles mécaniques entre les granules et servent aussi à absorber, étaler et inactiver la solution sur cette surface. Lorsqu'il se forme cependant des liaisons, la présence de l'antimassant les affaiblit en général et la prise en masse est moins marquée. Les conditionneurs liquides agissent normalement sur les cristaux dont ils empêchent ou réduisent la croissance. Certains conditionneurs inertes solides sont prétraités par addition de produits chimiques; dans ce cas, la charge inerte sert à distribuer régulièrement une très petite quantité d'un produit chimique sur la surface des granules et fonctionne aussi comme obstacle mécanique et comme diluant de la solution. Contrairement à une idée courante, la plupart des antimassants ne sont pas imperméabilisants. La plupart des engrais conditionnés, dans une atmosphère humide, comme par exemple dans un essai d'absorption-pénétration (voir plus haut), absorbent l'eau et sont pénétrés par elle tout autant que des engrais non conditionnés, sauf quelques exceptions quand les antimassants sont, par exemple, des mélanges d'huile et de cire, ou une matière plastique; ces produits sont alors spécifiquement conçus pour accroître la résistance à l'humidité d'engrais hygroscopiques [73, 74, 75].

Quelques conditionneurs, dits internes, sont ajoutés aux engrais avant granulation; leur rôle est d'ordinaire d'accroître la résistance ou de modifier les cristaux, afin d'améliorer les propriétés en cours de stockage. Dans le cas du nitrate d'ammonium, on les emploie souvent pour réduire ou modifier les effets des changements de forme cristalline qui se produisent en cas de variation cyclique de la température pendant le stockage; en particulier, le changement de forme qui se produit à 32 °C peut détruire des prills de nitrate d'ammonium non conditionnés et provoquer une forte prise en masse quand, pendant le stockage, la température varie de part et d'autre de ce chiffre [76, 77, 78]. Dans le cas des prills et des granules d'urée, on ajoute souvent 0,2 à 0,5 % de formaldéhyde ou d'urée-formaldéhyde dans l'urée fondue pour accroître la dureté et éviter la prise en masse [79, 80, 81]. L'emploi de produits de ce genre supprime la nécessité de l'enrobage. Les engrais obtenus à partir d'acides phosphoriques fabriqués par voie humide contiennent habituellement, comme impuretés, des quantités appréciables de phosphates de fer et d'aluminium; on a montré que c'était des conditionneurs internes efficaces [82]. Ils se trouvent dans les engrais sous

forme de gels amorphes qui durcissent le produit et semblent immobiliser la solution. Quand ces phosphates se forment dans un milieu à assez basse température et de pH relativement élevé, c'est plutôt à l'état de gel qu'à l'état cristallin [83]; on estime que cette dernière forme est nuisible aux propriétés physiques. Pour certains phosphates diammoniques granulés, on a montré que la prise en masse était due à l'emploi d'acides phosphoriques obtenus par voie humide dont la teneur en fer et en aluminium était exceptionnellement faible.

Les poudres utilisées de façon courante pour le conditionnement sont le kieselguhr, le kaolin, les argiles, le talc et la craie, en général à une dose comprise entre 1 et 4 % en poids. Les propriétés nécessaires pour un bon pouvoir antimassant sont mal définies et le seul moyen fiable de les évaluer est l'essai en pratique. Il est cependant désirable que les particules soient fines, adhèrent bien aux granules et puissent absorber de grandes quantités d'eau. Les argiles sont extrêmement fines (90 % moins de 10 microns, 50 % moins de 1 micron), et ont donc d'ordinaire une bonne adhérence. Les particules de kieselguhr sont plus grosses (90 % moins de 20 microns, 50 % moins de microns) et, par conséquent, leur adhérence est parfois médiocre. De plus, les sources de kieselguhr sont peu nombreuses, de sorte que le fret peut être onéreux, mais ce produit, qui est un meilleur absorbant, est très efficace, au point qu'on peut l'utiliser, même sans additif organique, pour le nitrate d'ammonium, produit particulièrement difficile à conditionner. Le talc et la craie sont moins répandus géographiquement et leur utilisation est plutôt localisée.

Pour évaluer des produits pulvérulents susceptibles d'être des conditionneurs, il est bon de commencer par un essai d'adhérence (voir plus loin). Des poudres qui n'adhèrent pas bien (environ 85 % au moins), même appliquées au moyen d'un tambour d'enrobage bien conçu, ont toutes chances de donner des produits poussiéreux et d'avoir un faible pouvoir antimassant. Les dimensions du tambour et la façon de le faire fonctionner sont importantes [84]. Si l'on constate que l'adhérence est acceptable, il faut faire des expériences pour déterminer le pouvoir antimassant à différentes doses dans les limites des possibilités économiques. On peut souvent améliorer l'adhérence en pulvérisant sur l'engrais une petite quantité (d'ordinaire 0,2 à 0,5 % seulement) d'huile, avant ou après application du conditionneur. Cette pratique est courante en Europe. On obtient les meilleurs résultats avec des huiles assez visqueuses, 25 à 100 centistokes, à haute teneur en paraffines; les huiles moins visqueuses sont trop facilement absorbées à l'intérieur des granules et risquent aussi de se volatiliser. Cependant, on ne peut utiliser les

huiles pour le nitrate d'ammonium ni pour les produits à forte teneur en nitrate, à cause des dangers d'explosion et d'incendie. Néanmoins, certains essais de la TVA ont montré que les granules de NP contenant moins de 60 % de nitrate d'ammonium n'étaient pas sensibilisés par addition d'huile dans une proportion ne dépassant pas 3 % [85].

Le kaolin est très répandu géographiquement et est assez bon marché. Quand il est utilisé seul, sans additif organique, il est d'ordinaire suffisamment efficace pour la plupart des engrais granulés NP ou NPK et pour l'urée, mais on estime habituellement qu'il ne suffit pas pour le nitrate d'ammonium ni pour certains autres produits contenant une forte proportion de nitrates: il faut, dans ce cas, y ajouter certains additifs organiques. Ce mélange est aujourd'hui très employé pour le nitrate d'ammonium [86]. Les additifs organiques sont d'ordinaire des tensioactifs ou des amines hydrophobes; ils peuvent être appliqués soit séparément à l'engrais soit au kaolin avant d'ajouter celui-ci [86, 87, 88, 89]. On emploie aussi quelque peu ces additifs et d'autres produits organiques sans kaolin ni autre agent d'enrobage solide.

4. Influence de la température de stockage

Une température élevée augmente la tendance à la prise en masse, au moins pour certains engrais. Il est donc à conseiller de refroidir les produits fraîchement fabriqués, avant stockage en vrac ou en sacs. La température maximale de stockage en vrac pour le nitrate d'ammonium ou les engrais composés en contenant est probablement d'environ 54 °C. De même, pour les engrais composés à base d'urée obtenus avec des superphosphates non ammoniés ou partiellement ammoniés, il peut aussi être nécessaire, d'après les recherches de la TVA, de les refroidir vers cette température, pour éviter l'hydrolyse de l'urée et la réduction de solubilité dans l'eau du P_2O_5 qui en résulte. En revanche, pour le phosphate diammonique et les engrais phosphatés granulés à base de sulfate ou d'urée-ammonium, il suffit d'ordinaire

de ne refroidir qu'à environ 71 °C. L'urée prillée ou granulée paraît aussi moins sensible que le nitrate d'ammonium à la température de stockage; dans certains cas, un stockage à des températures atteignant 82 °C n'a provoqué aucun accroissement significatif de la tendance à la prise en masse. Ces températures de stockage sont valables pour des produits bien séchés; il est à prévoir qu'un accroissement de la teneur en eau des produits les rendrait plus sensibles aux températures élevées de stockage. Si le produit doit être ensaché immédiatement après fabrication, il est bon de refroidir au moins à 54 °C pour ne pas endommager les sacs.

5. Influence de la pression de stockage

Si un engrais a une tendance appréciable à la prise en masse pendant le stockage, il faut éviter les fortes pressions au cours de celui-ci, en particulier s'il doit être de longue durée. Il est fréquent que le degré de prise en masse dépende beaucoup de la pression de stockage; on peut réduire cette pression en diminuant la hauteur des tas d'engrais en vrac ou des piles de sacs; on estime qu'une pile de 20 sacs est acceptable. On peut calculer la pression sur les sacs inférieurs de cette pile en mesurant la surface portante (surface de contact entre sacs) et en divisant par ce chiffre la hauteur de la pile. Dans le cas d'une pile de 20 sacs du poids habituel de 23 kg, cette pression est d'environ 0,28 kg/cm², et, pour une pile de 20 sacs de 50 kg, d'à peu près 0,45 kg/cm². Des piles de 30 à 40 sacs de hauteur ne sont pas rares (les sacs étant d'ordinaire palettisés) pour certains engrais qui ont peu tendance à la prise en masse.

La pression moyenne sur l'engrais à la base d'un tas conique de hauteur h est donnée par la formule $hd/3$, où d est la densité en vrac du produit. Si l'on admet que la pression varie d'une façon linéaire de 0 au bord du tas jusqu'à un maximum au centre, ce dernier serait égal à $2hd/3$. Dans ces conditions, on obtient, pour un produit d'une densité de 0,961, les rapports suivants entre les pressions dans un tas ou une pile d'une part, la hauteur du tas ou de la pile de sacs d'autre part :

Hauteur maximale de la pile, en pieds	15	20	25	30	35	40
Hauteur maximale de la pile, en m	(4,6)	(6,1)	(7,6)	(9,1)	(10,7)	(12,2)
Pression moyenne à la base						
en lb/in ²	2,0	2,8	3,5	4,2	4,9	5,6
en kg/cm ²	(0,14)	(0,20)	(0,25)	(0,30)	(0,34)	(0,39)
Pression maximale						
en lb/in ²	4,1	5,5	7,0	8,3	9,7	11,1
en kg/cm ²	(0,29)	(0,39)	(0,49)	(0,58)	(0,68)	(0,78)
Hauteur de la pile de sacs donnant la même pression maximale ^a , en nombre de sacs	22	30	38	45	52	60

^aPour des sacs ordinaires de 23 kg

6. Influence du mûrissement

On appelle mûrissement le vieillissement intentionnel d'un engrais dans un tas de stockage, avant expédition en vrac ou ensachage. Dans la fabrication des superphosphates, on recourt souvent à un mûrissement en tas d'une trentaine de jours, pendant lequel les réactions entre l'acide et le phosphate naturel continuent, ce qui augmente la disponibilité du P₂O₅, réduit la teneur en acide libre et améliore les propriétés physiques [90]. Pour certains engrais composés granulés, le mûrissement a l'avantage de réduire la tendance ultérieure à la prise en masse [69, 72]. L'effet est particulièrement prononcé lorsque le produit contient des quantités appréciables de superphosphates, mais est d'ordinaire bien moindre pour des produits à base de phosphates ammoniques ou pour des engrais azotés simples. Chez les engrais où le mûrissement est avantageux, les réactions chimiques provoquant les liaisons qui entraînent la prise en masse paraissent s'achever presque complètement pendant le mûrissement: la chaleur de réaction qui reste dans le tas les accélère. Les liaisons une fois brisées, lorsqu'on enlève de l'engrais du tas, la tendance à la formation de nouvelles liaisons est réduite.

7. Essais de stockage en gros sacs

On peut évaluer de façon fiable la tendance d'un engrais à la prise en masse par un essai de stockage sous pression dans des sacs imperméables de taille normale. Comme il s'agit de déterminer les propriétés de l'engrais, non celles du sac, il faut employer les meilleurs sacs disponibles et, si l'on a le moindre doute quant à leur imperméabilité, les placer dans des sacs en polyéthylène qui fournissent une protection pratiquement complète. Dans ces conditions, les résultats de l'essai permettent d'évaluer non seulement les propriétés du produit pendant un stockage en sacs, mais aussi sa tendance à la prise en masse sous pression dans le bas des tas d'engrais en vrac. Comme nous l'avons fait remarquer plus haut, l'engrais en vrac qui se trouve au centre d'un tas est efficacement protégé de l'arrivée d'eau par l'engrais qui l'entoure; l'environnement est donc analogue à celui d'un engrais placé dans un sac imperméable. De plus, les pressions au cours de stockage dans des tas de hauteur moyenne sont à peu près les mêmes que dans des piles de sacs (voir section précédente : Influence de la pression de stockage).

Les principaux avantages des essais de stockage en gros sacs sont la fiabilité des résultats et le peu d'équipement spécial nécessaire. Les inconvénients sont :

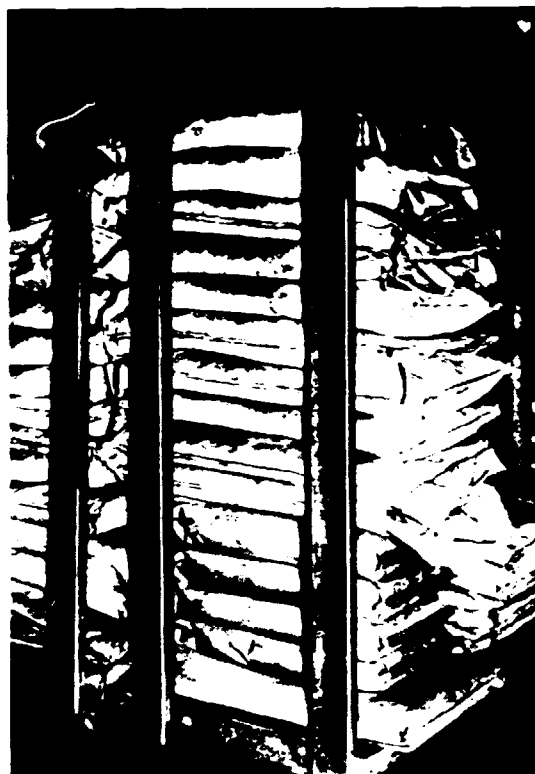
1. L'essai dure longtemps; il a donc peu de valeur pour le contrôle de la qualité à la production.

2. Il faut une assez grande quantité de produit.
3. On doit pouvoir disposer d'une assez grande superficie.
4. Empiler en grand nombre de sacs ou appliquer la pression d'une autre manière demande beaucoup de main-d'œuvre.
5. Les inspections intermédiaires exigent beaucoup de travail pour défaire et refaire les piles.

Les méthodes publiées pour des essais de ce genre sont assez semblables. La méthode qui suit est actuellement utilisée par la TVA et constitue une simplification d'une méthode publiée auparavant [42].

1. On emploie des sacs à valve de 23 kg en polyéthylène monofilm, l'épaisseur de la paroi étant de 0,18 mm. Dans certains essais, chaque sac est placé dans un second sac en polyéthylène de 0,15 mm d'épaisseur pour mieux le protéger contre l'humidité. Comme les produits essayés n'ont pas tous la même densité en vrac, on ajuste le poids employé de façon que les sacs soient remplis au volume prévu.
2. On empile verticalement un à cinq sacs du produit à essayer et l'on met sur le sac supérieur une plaque de contre-plaqué de 43 × 76 cm, puis on empile sur cette plaque dix sacs de 45,4 kg de sable. L'ensemble de la pile est placé dans un léger cadre en bois pour empêcher qu'elle se renverse. La pression qui en résulte sur les sacs essayés, 0,25 à 0,28 kg/cm², équivaut à celle au bas d'une pile de 20 sacs de 22,7 kg. La figure 19 est une photographie de sacs ainsi essayés.
3. Les essais se font dans un grand entrepôt, non chauffé, en briques creuses, avec un sol en béton. Chaque pile repose sur un sac de sable, placé sur une plate-forme en bois, afin d'isoler du sol les sacs essayés. Les fenêtres et autres ouvertures analogues du bâtiment sont maintenues ouvertes, ce qui reproduit les conditions habituelles d'un entrepôt ouvert. Comme les engrais sont d'ordinaire dans de bons sacs imperméables, l'humidité qui entre par ces fenêtres ouvertes est négligeable, mais on reproduit ainsi les fluctuations de température des entrepôts ouverts.
4. On procède à des inspections à des intervalles tels que 1, 3, 6, 9 et 12 mois. Si, au bout d'un mois, un produit donne des signes appréciables de prise en masse, il est très probable que cela s'aggravera en cas de stockage plus prolongé, mais, inversement, si un produit ne donne lieu à aucune prise en masse pendant le premier mois, cela ne signifie pas qu'un stockage plus

Figure 19. Essais de stockage d'engrais en gros sacs et en petits sacs



Sacs d'essai de 22,7 kg sous 10 sacs de sable de 45,4 kg



Sacs d'essai de 1,4 kg sous 59 kg de plomb

long n'entraînera pas une prise en masse sérieuse. Les inspections se font comme suit :

- a) On enlève les dix sacs supérieurs (pleins de sable) et l'on apprécie le degré de mottage sur l'un des sacs à essayer, sans le déplacer. L'opérateur tâte le sac et enregistre le degré de mottage : nul (0), léger (L.), moyen (M), ou fort (H). Ce phénomène n'est pas un indice fiable du degré de prise en masse, mais la satisfaction du client en dépend plus ou moins.
- b) On laisse ensuite tomber une seule fois le sac (du côté mince) d'une hauteur de 0,90 m sur un sol en ciment, afin de simuler la manutention normale, puis on coupe la paroi du sac et on tamise très doucement le produit, sans briser les mottes, afin de déterminer la proportion de celles-ci, c'est-à-dire le refus au tamis à mailles de 12,7 mm.
- c) On évalue la dureté des mottes en les écrasant dans la main : légère (L.), moyenne (M), ou forte (H). La dureté est dite légère si les mottes étaient facilement brisées par la plupart des machines d'épandage, moyenne pour celles qui ne

le seraient pas normalement dans ce cas, mais pourraient l'être de façon satisfaisante par un traitement spécial. Les mottes dures ne sont normalement acceptables pour aucun usage.

- d) Les résultats de l'inspection sont indiqués en abrégé : degré de mottage, pourcentage de mottes et dureté de celles-ci. Par exemple M-10-L, signifie un degré de mottage moyen, 10 % de mottes de plus de 12,7 mm après l'essai de chute et faible dureté de celles-ci.

Il n'est pas possible de donner un critère universel quant au degré tolérable de prise en masse, car les besoins diffèrent beaucoup suivant la région et suivant l'emploi. Dans le cas d'épandage à la machine, l'absence totale de mottes est très désirable, mais on pourrait accepter quelques mottes de faible dureté, la proportion maximale pouvant être de 15 %. Pour l'épandage à la main, lorsqu'on dispose de main-d'œuvre et que chaque sac peut être traité individuellement, un pourcentage plus élevé de mottes et la présence de mottes de dureté moyenne pourraient ne pas être jugés intolérables.

8. Essais de stockage en petits sacs

Cette façon de faire permet d'éviter certains des inconvénients des essais de stockage en gros sacs : les quantités de produit nécessaire sont moindres et l'on n'a pas à manipuler des sacs pesants, tant les sacs d'essai que les sacs de sable. La figure 19 montre une série d'essais en petits sacs par la TVA [42]. Dans cet essai, les sacs ont $12 \times 7 \times 25$ cm et pèsent environ 1,4 kg; la pression est appliquée par une masse de plomb de 59 kg. Comme avec les gros sacs, on emploie des sacs imperméables que l'on place dans un second sac en polyéthylène. La pression, déterminée par le poids de la masse de plomb et la surface des sacs, est, comme pour les gros sacs, d'environ $0,28 \text{ kg/cm}^2$. La durée est la même, on inspecte au bout de 1, 3, 6, 9 et 12 mois. L'emplacement de stockage et les méthodes d'inspection et d'évaluation sont exactement les mêmes sauf que, pour l'essai de chute, laisser tomber deux fois le petit sac donne une meilleure corrélation avec les résultats fournis par les gros sacs. Cette modification faite, on a constaté que les résultats obtenus donnaient une bonne indication des propriétés de stockage en gros sacs.

A cause des assez petites dimensions des piles, il est commode de faire des essais spéciaux dans des endroits à température régulée, ce qui a montré qu'une température élevée constante, 32°C , provoquait une légère accélération de la prise en masse par rapport aux résultats des essais à la température ambiante, mais il est probable que cette faible différence ne justifie pas le recours à la température régulée dans les essais courants. On n'a pas non plus jugé utiles les cycles de température.

9. Essais accélérés de prise en masse

On a conçu de nombreuses méthodes pour mesurer la tendance à la prise en masse des engrais sans devoir attendre une longue période de stockage: D. C. Thompson a signalé en 1972 qu'une recherche bibliographique avait révélé la description de 41 essais de ce genre [70]. La raison en est évidente: avec des résultats obtenus rapidement, on pourrait se servir d'un tel essai pour le contrôle de la qualité à la production ou, dans le commerce, comme base pour accepter ou rejeter des engrais. De plus, obtenir des résultats rapides avec de petites quantités de produit faciliterait les recherches sur les facteurs dont dépend la prise en masse. Malheureusement, il apparaît qu'aucune des méthodes publiées ne s'est révélée pleinement fiable pour des engrais très variés. En conséquence, les essais accélérés ne sont pas acceptés de façon générale et leur utilisation est surtout limitée à des recherches et à des

contrôles de la qualité où l'on peut compter sur des corrélations empiriques avec les propriétés d'un produit spécifique; dans ces cas, les essais accélérés semblent de grande valeur.

On rencontre dans pratiquement toutes les méthodes accélérées les opérations fondamentales suivantes :

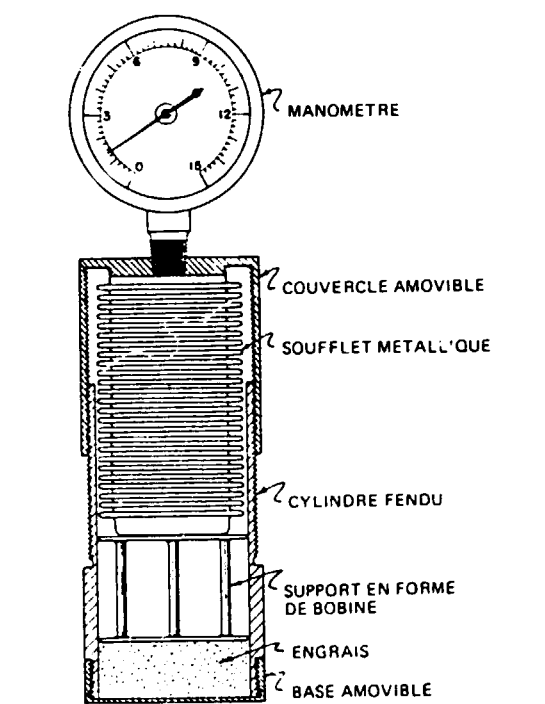
1. Stockage de courte durée d'un petit échantillon d'engrais sous pression et dans des conditions plus difficiles que celles du stockage normal, de façon à faciliter la prise en masse.
2. Mesure précise de la dureté de la masse formée.

Comme le souligne Thompson, les conditions utilisées ne devraient pas être trop différentes de celles du stockage réel [70]. Par exemple, dans certains essais, on met l'échantillon en contact avec de l'air humide pendant la période de prise en masse. Comme il a été dit plus haut, il n'en est pas ainsi ni dans les sacs imperméables, ni à l'intérieur des tas de stockage en vrac; cela ne se justifie donc pas pour un essai. Les résultats obtenus dans des essais de ce genre ne correspondraient pas à la tendance à la prise en masse dans les conditions normales de stockage. Pour avoir un sens, les essais accélérés devraient, comme les essais en sacs, se faire en protégeant l'échantillon de l'absorption et du dégagement d'humidité. Les conditions utilisées pour accélérer la prise en masse dans des échantillons protégés comprennent une pression et/ou une température supérieure à la normale, ainsi que des variations cycliques de cette température. Accroître la pression est probablement justifié, puisque cela amène les granules d'engrais à être en contact plus intime et donc facilite la prise en masse bien que, dans certains essais publiés, la pression ait été portée à une telle valeur qu'elle dépassait la résistance à l'écrasement des granules. Une élévation modérée de la température paraîtrait aussi justifiée, en tant que moyen d'accélérer les réactions qui produisent la prise en masse. Quant aux cycles de température, ils n'ont pas appréciablement accéléré la prise en masse des engrais essayés, au cours de quelques expériences non publiées de la TVA; de plus, on a constaté que, normalement, à l'intérieur des tas ou dans les gros sacs, les variations de température sont fiables ou nulles. Même en employant les conditions les plus difficiles considérées comme justifiées pour favoriser la prise en masse, il est impossible, pour certains engrais d'accélérer suffisamment celle-ci pour qu'un essai de ce genre soit utile. L'exemple typique est l'urée, où la prise en masse est d'ordinaire négligeable dans un essai accéléré, avec des conditions justifiables. Cette lenteur naturelle de certains processus de prise en masse semble être le principal obstacle à la mise au point d'un essai accéléré d'utilisation universelle.

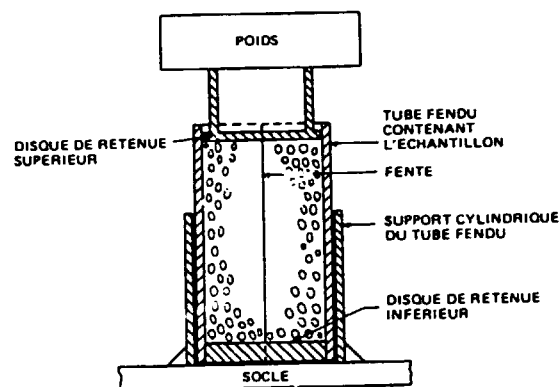
Les méthodes publiées diffèrent quant au matériel et aux conditions servant à provoquer la prise en masse et quant aux moyens de mesure de la dureté de la masse. La figure 20 donne plusieurs exemples des appareils utilisés pour former des masses cylindriques; nous ne tenons compte que des méthodes où la protection est assurée. Pour les essais représentés par la figure, les pressions ont varié d'environ 0,2 à 1,7 kg/cm² [72, 86] et les durées normales de 7 à 28 jours [41, 72]. Pour plus de détails, on peut se reporter aux références bibliographiques indiquées. Dans tous les essais de cette figure, le degré de prise en masse était mesuré par la force verticale nécessaire pour

briser la masse. Dans d'autres essais où les masses étaient cylindriques, on a employé le degré de pénétration d'un pénétromètre à aiguille [87] où la force nécessaire pour qu'un disque de petit diamètre puisse pénétrer et briser un fragment de la masse [70, 91]. Dans un autre essai publié, la masse se forme à l'intérieur de deux cylindres métalliques superposés et on mesure l'effort de cisaillement nécessaire pour briser la masse au point de jonction des cylindres [92]. Enfin, dans une autre méthode, on comprime l'engrais contenu dans de très petits sacs en plastique et on mesure le degré de prise en masse par un procédé normalisé [50, 86].

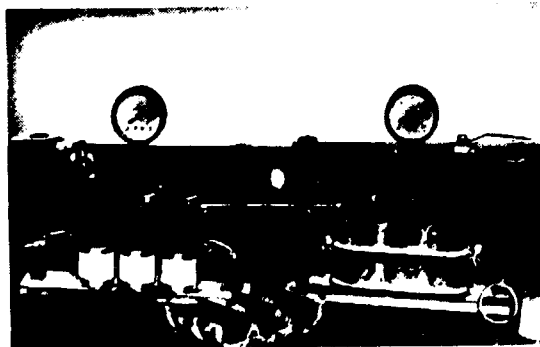
Figure 20. Appareils utilisés pour certaines méthodes d'essai accéléré de prise en masse



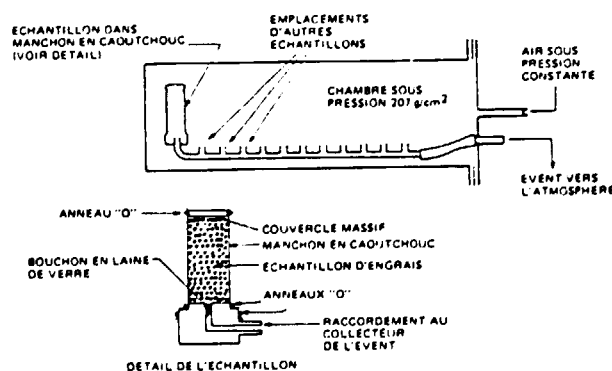
(A) Pression appliquée par compression de soufflets contenant de l'air ou de l'huile [41, 71]



(B) Pression appliquée par un poids [93, 94]



(C) Pression appliquée par l'air au soufflet d'un appareil d'essai normalisé "moule à ciment" [86, 95]



(D) Pression appliquée par de l'air dans un récipient entourant les échantillons placés dans des manches en caoutchouc à paroi mince [72]

K. Compatibilité chimique des mélanges

Pour réaliser un engrais mélangé en vrac de bonne qualité, il faut d'abord choisir des produits chimiquement compatibles. Heureusement, peu de mélanges des principaux engrais risquent de causer des ennuis sur ce point. L'incompatibilité chimique des produits peut avoir la forme de production de chaleur dans la masse, d'apparition d'humidité ou de gaz, ou de prise en masse. Les essais en gros sacs ou en petits sacs (voir section précédente), sont le meilleur moyen de les déceler, mais un simple essai en flacon est utile. On prélève un échantillon d'un mélange qui vient d'être fait, on le met dans un flacon de 125 cm³, hermétiquement fermé, que l'on place dans une chambre à 30 °C, et l'on inspecte le produit au bout de périodes variant d'un jour à plusieurs mois, ce qui révèle éventuellement la prise en masse, la désintégration ou l'apparition d'humidité ou de gaz nuisible [96].

Une autre forme d'incompatibilité qu'on rencontre parfois est un abaissement excessif de l'humidité relative critique. Comme il a été signalé dans une section précédente (Humidité relative critique), cette humidité est en général, dans le cas d'un mélange de deux produits, inférieure aux humidités relatives critiques de l'un et de l'autre. Si cet abaissement est excessif, le mélange peut être si hygroscopique qu'on ne peut le manipuler, même dans une atmosphère moyennement humide. C'est le cas pour des mélanges de nitrate d'ammonium et d'urée, dont l'humidité relative critique n'est que de 18 %. Une incompatibilité de ce genre peut ne pas être décelée par des essais en sacs ou

en flacon, puisque l'air ne peut pénétrer. Il faut donc procéder, par une méthode agréée, à la mesure de l'humidité relative critique (voir section précédente); si l'on ne dispose pas de l'équipement nécessaire, on peut apprécier grossièrement une hygroscopicité excessive en exposant simplement un échantillon du mélange, dans un plat non couvert, à l'air atmosphérique pendant une période d'humidité moyenne. Si le mélange est excessivement hygroscopique, on constatera d'ordinaire, au bout de quelques heures seulement, l'apparition d'humidité. On peut exposer en même temps, comme témoin, un produit d'hygroscopicité connue, comme le nitrate d'ammonium.

La figure 21 montre la compatibilité chimique de certains engrais couramment utilisés dans les mélanges en vrac. La seule incompatibilité absolue est celle du nitrate d'ammonium avec l'urée, comme nous l'avons dit plus haut. Toutefois, des mélanges d'urée avec le superphosphate normal ou le superphosphate triple, pour lesquels la figure indique "compatibilité limitée", peuvent être tout à fait incompatibles, suivant la teneur en eau (eau libre plus eau d'hydratation) du superphosphate [96]. Cette incompatibilité est due à une réaction chimique entre l'urée et le phosphate monocalcique monohydraté, qui est le principal constituant du superphosphate; cette réaction libère l'eau d'hydratation et rend le mélange très collant. La compatibilité est également restreinte pour les mélanges de phosphate diammonique avec les superphosphates; dans certains essais de stockage en sacs à long terme, des réactions entre ces produits ont provoqué la prise en masse.

Figure 21. Compatibilité chimique des engrais dans un mélange [18]

NITRATE D'AMMONIUM		UREE		SULFATE D'AMMONIUM		SUPERPHOSPHATE TRIPLE		SUPERPHOSPHATE SIMPLE		PHOSPHATE DIAMMONIQUE		PHOSPHATE MONOAMMONIQUE		CHLORURE DE POTASSIUM		SULFATE DE POTASSIUM	
X																	
OK	OK																
OK	L	OK															
OK	L	OK	OK														
OK	OK	OK	L	L													
OK	OK	OK	OK	OK	OK												
OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK

X = INCOMPATIBILITE
 L = COMPATIBILITE LIMITEE (voir texte)
 OK = COMPATIBLE

L. Formation de poussière et adhérence des produits d'enrobage

La production de poussière est une propriété fort indésirable pour un engrais. Au cours de ces dernières années, le problème a pris de plus en plus d'importance à cause de la tendance vers une manutention en vrac de préférence aux sacs et avec l'insistance actuelle sur l'écologie et la protection de l'environnement.

La granulation réduit beaucoup la formation de poussière, mais il est fréquent qu'elle ne résolve pas tout à fait le problème. Les causes habituelles de la production de poussière par des produits granulés sont :

1. Elimination insuffisante des fines.
2. Résistance mécanique insuffisante des granules, d'où formation de fines.
3. Mauvaise adhérence des agents antimassants.
4. Formation à la surface des granules de petits cristaux dont l'abrasion ultérieure forme de la poussière (voir figure 18). Cela peut être dû à une réaction chimique ou à la croissance de cristaux au cours du refroidissement pendant le stockage.

Les deux premiers points ont été étudiés dans les sections précédentes. Nous parlerons plus loin du point 3. Quant aux réactions chimiques provoquant la formation de poussière à la surface des granules (point 4), le fait a été constaté pour le phosphate diammonique granulé et pour des engrais composés. Actuellement, le moyen de lutte le plus utilisé consiste à pulvériser sur les produits une petite quantité (environ 0,5 %) de kérosène pour fixer la poussière sur les granules.

1. Conception des tambours d'enrobage

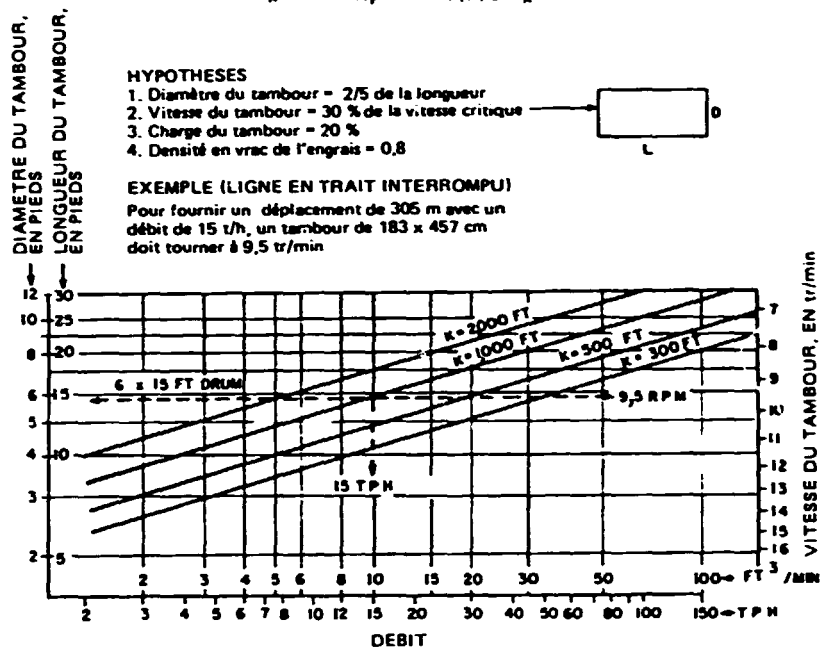
Pour certains engrais, par exemple le nitrate d'ammonium prillé et certains engrais granulés à haute teneur en azote, il est nécessaire d'enrober par une petite quantité, 1 à 4 %, d'un produit en poudre fine, pour éviter la prise en masse pendant le stockage (voir plus haut); on emploie couramment le talc, la craie, le kaolin et le kieselguhr; ces deux derniers peuvent être additionnés de composés organiques. Quand les engrais dégagent de la poussière, c'est souvent parce que ces produits adhèrent mal à la surface des granules. On peut pulvériser du kérosène pour améliorer l'adhérence sur les granules (voir plus loin), mais ce n'est pas permis pour le nitrate d'ammonium ni pour les produits contenant beaucoup de nitrate, à cause du danger d'explosion. Dans ces conditions, il faut, pour résoudre le problème, choisir un produit adhérent bien et l'appliquer de façon à obtenir

une bonne adhérence. L'appareil le plus couramment employé, qui est très efficace, est un tambour rotatif non muni de palettes où le roulement et le frottement des granules favorisent l'adhérence. La TVA a étudié le comportement des particules dans des tambours de ce genre: elle a constaté que le degré d'adhérence était fonction de la distance totale K parcourue par les granules dans le tambour [84]. Pour les kaolins courants, une distance de 152 m assurait une bonne adhérence, tandis que, pour le kieselguhr, une distance de 305 à 365 m était désirable. On a aussi établi des équations permettant de déterminer la taille du tambour et les conditions de fonctionnement nécessaires pour donner les valeurs de K voulues. Le diagramme de la figure 22 a été tracé d'après ces équations; il est utile pour vérifier le caractère adéquat de tambours existants aussi bien que pour en dessiner de nouveaux. Si, pour un tambour existant, le rapport diamètre/longueur diffère de celui pour lequel le diagramme a été établi, 2/5, il faut modifier la valeur de K en raison directe de la longueur du tambour.

2. Mesure de l'émission de poussière ou de l'adhérence des produits d'enrobage

Une méthode souvent employée consiste en un simple tamisage au-dessus d'un tamis à mailles fines (par exemple 0,42 ou 0,83 mm); on pèse ensuite la quantité de fines qui passent. Toutefois, lors d'études de la TVA sur l'adhérence des produits d'enrobage, on a constaté que l'action vibratoire des fils du tamis sur les particules d'engrais tendait à faire adhérer certains produits d'enrobage sur la surface des particules et que les valeurs obtenues pour l'adhérence étaient donc erronées par excès. Pour obtenir des valeurs plus proches de la réalité, on a mis au point la tour de dépoussiérage de la figure 23 [41, 42]. C'est un tube de verre de 8,57 cm de diamètre et 65,3 cm de haut, muni de sept tamis amovibles à mailles de 12,7 mm. La tour est parcourue de bas en haut par un courant d'air d'une vitesse de 0,91 m/seconde; en même temps, on déverse un échantillon de 250 ml d'engrais, pesé exactement. La poussière sort par le haut. On mesure sa quantité par la perte de poids de l'échantillon. On a constaté que la perte de poussière était voisine de zéro après environ six passages successifs d'un échantillon dans la tour; ce chiffre a donc été adopté. Cette méthode a fourni des valeurs très reproductibles de l'adhérence des produits d'enrobage. On a également essayé de filtrer la poussière qui sort et de la peser, ce qui a aussi donné des résultats satisfaisants. Cette tour de dépoussiérage devrait pouvoir servir aussi pour déterminer l'émission de poussière par des engrais non enrobés. Dans

Figure 22. Dimensions et vitesse de rotation d'un tambour enrobeur non muni de palettes nécessaires pour fournir diverses longueurs de déplacement (k) des granules



certaines recherches prometteuses, dont les résultats n'ont pas été publiés, on a procédé à l'abrasion d'échantillons d'engrais par des boules d'acier dans un petit tambour (voir plus haut, résistance à l'abrasion); on passait ensuite l'échantillon dans la tour de dépoussiérage pour déterminer la quantité de poussière créée par l'abrasion.

Comme on a constaté (voir section précédente) que le degré d'adhérence des agents d'enrobage dépend de la distance parcourue pendant l'opération, il importe d'employer au laboratoire une méthode normalisée d'enrobage pour comparer l'adhérence de divers produits; la distance parcourue doit être réalisable avec les tambours de l'industrie. La méthode suivante a été mise au point pour satisfaire à ces conditions [41].

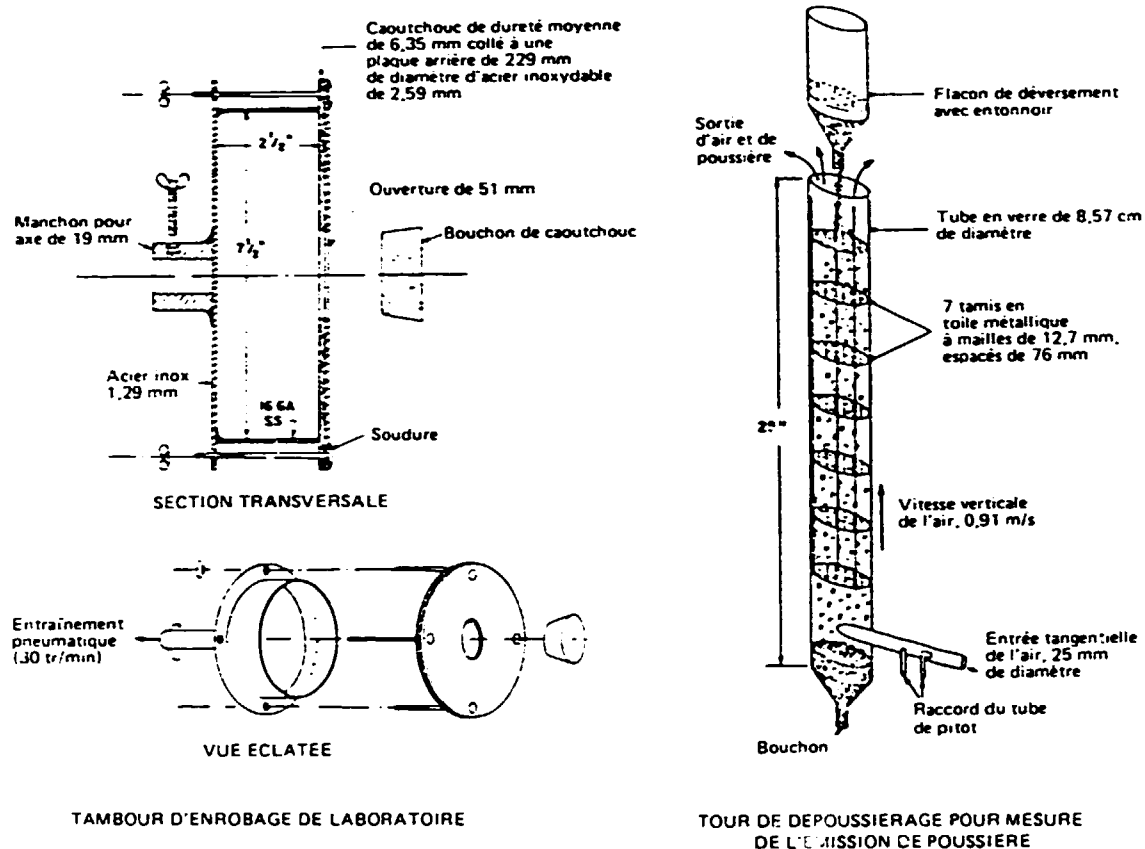
L'enrobage se fait dans un tambour rotatif non muni de palettes hermétiquement clos, de 19 cm diamètre et 6,4 cm de long, tournant autour d'un axe horizontal (voir figure 23). L'extrémité du tambour est amovible, ce que l'on considère comme important parce que cela permet de le vider sans perte de poussière. Le tambour n'est pas muni de palettes, parce que des essais ont montré que l'adhérence est meilleure dans ces conditions.

On pèse d'abord un échantillon de 250 ml d'engrais non enrobé, exempt de poussière, que l'on place dans le tambour où il occupe 14 % du volume disponible. On règle ensuite la vitesse de rotation à 30 tr/min. Pendant la rotation, on

introduit rapidement le poids désiré d'agent d'enrobage par l'ouverture de 51 mm de diamètre, que l'on ferme ensuite avec le bouchon en caoutchouc, après quoi la rotation à 30 tr/min continue pendant 15 minutes. D'après des calculs tenant compte de la vitesse et du diamètre du tambour et de la charge, la distance moyenne parcourue par un granule est, en 15 minutes, d'environ 213 m. Ce chiffre a été choisi parce qu'il semble assez critique dans le cas du kieselguhr: une distance moindre réduisait appréciablement l'adhérence, tandis que, si l'on augmentait cette distance, l'amélioration d'adhérence devenait de plus en plus faible [84]. Avec les argiles, ce point critique correspond à peu près à une distance parcourue de 91 m. Le chiffre de 213 m adopté peut être atteint avec des tambours d'enrobage industriels bien conçus. A la fin des 15 minutes, on arrête le tambour, on l'enlève de l'axe d'entraînement, on tourne vers le haut l'extrémité à couvercle amovible, on déboulonne et enlève celui-ci. Le contenu, y compris toute la poussière, est transféré quantitativement dans un flacon et pesé sur une balance d'analyse avant passage dans la tour de dépoussiérage. Dans ces conditions, on estime que l'engrais est excessivement poussiéreux si l'adhérence n'est pas au moins de 85 %; avec certains couples engrais-agent d'enrobage, on a atteint une adhérence de 90 à 95 %.

Une autre méthode quantitative consiste à fluidiser par de l'air un échantillon de 1,2 litre d'engrais dans un récipient à fond poreux. La poussière est expulsée par le courant d'air et

Figure 23. Appareils pour la mesure de l'émission de poussière par les engrais et de l'adhérence des produits d'enrobage



recueillie sur un filtre en laine de verre. La vitesse de l'air, 1,3 m/s, est telle que toutes les particules de poussière ne dépassant pas un diamètre de 200 microns sont enlevées. On a obtenu les corrélations suivantes entre les chiffres fournis par cet essai et l'émission de poussière effectivement observée au cours de la manutention en vrac :

<i>Teneur en poussière d'après l'analyse en mg/kg</i>	<i>Emission de poussière observée au cours de la manutention</i>
< 200	Faible émission de poussière
200-500	Emission moyenne de poussière
500-1 000	Forte émission de poussière
1 000-2 000	Très forte émission de poussière
> 2 000	Extrêmement forte émission de poussière

Dans certains cas, une évaluation qualitative suffit. Les chercheurs de la TVA ont constaté que la méthode suivante était utile :

1. Un échantillon de 1 litre d'engrais est placé au fond d'un tambour cylindrique d'expédition, en fibres agglomérées, de 305 mm de diamètre et 610 mm de haut; on place le couvercle sur le tambour.
2. On retourne rapidement le récipient, de façon que l'échantillon tombe jusqu'à l'autre extrémité.

3. Après six inversions, on enlève le couvercle et on observe visuellement la densité de poussière en suspension dans le tambour, que l'on note. L'évaluation est facilitée si l'on fait passer un faisceau lumineux dans l'atmosphère à l'intérieur du tambour.

Cette méthode a été utile pour comparer divers traitements par l'huile. Les huiles étaient pulvérisées sur les échantillons d'engrais dans un petit tambour rotatif, puis on procédait à l'essai d'émission de poussière sur les échantillons traités; cet essai était répété après diverses périodes de stockage, pour déterminer la persistance de l'efficacité. Cette méthode pourrait probablement être rendue quantitative en remplaçant l'observation visuelle par l'usage d'un opacimètre.

3. Utilisation d'agents antipoussière

Il est préférable de produire des engrais n'émettant pas de poussière sans qu'un traitement spécial soit nécessaire. C'est souvent possible si l'on apporte l'attention voulue à l'efficacité du tamisage, à la dureté des granules, au choix et à l'application du conditionneur, mais, lorsque ces

méthodes sont insuffisantes, il faut parfois recourir à des traitements spéciaux antipoussière. Tous ceux actuellement utilisés, à notre connaissance, consistent à pulvériser sur l'engrais un liquide qui amènera les particules de poussière à adhérer aux granules ou à s'agglomérer de façon à ne pas être emportées par l'air au cours de la manutention. Le produit le plus courant est le kérosène, en proportions variant d'environ 0,2 à 2,0 %. Comme il a déjà été dit, ce n'est pas autorisé pour le nitrate d'ammonium ni pour les engrais composés qui en contiennent une proportion élevée, à cause du danger d'explosion. Les produits les plus efficaces sont ceux dont la viscosité est d'au moins 100 secondes Saybolt à 38 °C, soit 20 centistokes; des viscosités un peu plus élevées, jusqu'à 500 Saybolt, soit 100 centistokes, sont souvent préférables, parce que le pouvoir liant est plus élevé et le produit a moins tendance à être absorbé à l'intérieur des granules pendant le stockage, ce qui réduit son efficacité. De plus, les huiles visqueuses ont moins l'inconvénient de pénétrer et d'amollir les sacs en polyéthylène. Le gazole, très utilisé comme combustible pour les moteurs Diesel et donc facile à se procurer, ne convient pas : sa viscosité, environ 5 centistokes, est trop faible, sa volatilité élevée constitue un danger d'incendie et l'on a constaté qu'il amollissait les sacs en polyéthylène. Les huiles à haute teneur en paraffine sont particulièrement efficaces. Si l'on se sert d'huiles à base naphénique, il faut employer pour les convoyeurs des courroies en caoutchouc spécial résistant à l'huile. Certaines sociétés pétrolières ont mis sur le marché des huiles spéciales antipoussière [97]; les huiles additionnées d'amines seraient plus efficaces.

Pour appliquer de l'huile ou un autre liant liquide, on préfère pulvériser un lit roulant d'engrais, par exemple dans un mélangeur ou dans un tambour rotatif d'enrobage. On peut aussi pulvériser sur des convoyeurs ou en d'autres points où une couverture raisonnable de l'engrais est possible. Dans les installations de mélange en vrac, on peut appliquer le liquide par un pulvérisateur ou un asperseur dans le mélangeur [98].

On a employé d'autres liquides que les huiles : solutions de sulfonate de lignine, engrais liquides et eau. Ces liquides conviennent si l'eau introduite ne provoque pas la prise en masse pendant le stockage ultérieur. On les emploie souvent dans les installations de mélange en vrac où l'engrais est destiné à un épandage immédiat.

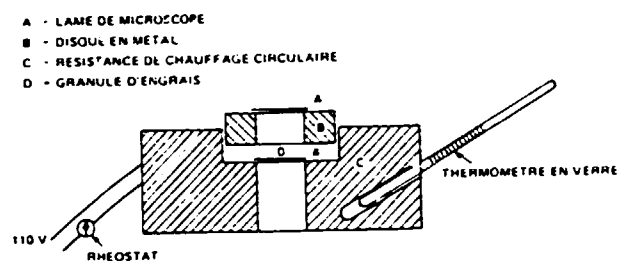
M. Point de fusion

Le point de fusion des engrais est intéressant au sujet du prillage ou d'autres procédés de granulation de masse fondue où celle-ci doit être

fluide, ainsi que pour le séchage d'engrais granulés par d'autres procédés, puisqu'il fixe un maximum à la température dans le sècheur.

Le point de fusion des composés purs est mesurable par les méthodes classiques et, le plus souvent, se trouve dans les manuels, mais les produits impurs et les mélanges de composés n'ont pas de point de fusion bien défini. La TVA a adopté une méthode utile pour déterminer les points de fusion approximatifs de granules d'engrais [99], au moyen d'un appareil Nalge-Axelrod formé d'un épais disque ou bloc d'acier inoxydable sur lequel un seul granule d'engrais est chauffé lentement, de façon régulée, par une résistance électrique. La température du disque est mesurée par un thermomètre en verre dont la boule est placée à l'intérieur. On observe le granule avec un microscope grossissant 25 fois et l'on augmente lentement la température du bloc jusqu'à ce qu'on voit se former autour du granule une petite flaque de liquide. On répète l'opération sur plusieurs granules de chaque produit essayé, et on prend la moyenne. La figure 24 est une coupe de l'appareil.

Figure 24. Appareil de mesure du point de fusion



N. Acidité et alcalinité physiologiques des engrais

L'emploi des engrais en agriculture tend souvent à modifier le pH du sol. L'acidité ou l'alcalinité physiologique des engrais est une mesure de degré auquel l'acidité ou l'alcalinité du sol est modifiée par l'emploi de cet engrais. On l'appelle aussi acidité ou alcalinité potentielle, résiduelle ou équivalente. On exprime d'ordinaire l'acidité physiologique d'un engrais en terme du poids de carbonate de calcium qui compenserait l'effet de l'acidité de cet engrais sur le sol et, de même, l'alcalinité physiologique en terme de poids de carbonate de calcium qui aurait le même effet sur le sol.

Il ne faut pas confondre la réaction physiologique d'un engrais avec sa réaction chimique. Par exemple, l'urée s'hydrolyse dans le sol pour donner de l'ammoniac, ce qui élève le pH du sol, qui, au voisinage du granule d'urée, peut atteindre 9. Cependant, l'ammoniac s'oxyde dans le sol, en aérobie, pour donner d'abord du nitrite,

TABLEAU 6. POINTS DE FUSION DE CERTAINS PRODUITS EMPLOYÉS COMME ENGRAIS

	Dosage nominal	Température de fusion (en °C)
Urée-phosphate d'ammonium	21-42-0	153
Urée-phosphate d'ammonium	25-37-0	141
Urée-phosphate d'ammonium	29-29-0	145
Urée-phosphate d'ammonium	32-22-0	135
Urée-phosphate d'ammonium	36-18-0	130
Urée-phosphate d'ammonium	25-15-15	133
Urée-phosphate d'ammonium	17-27-17	143
Urée-polyphosphate d'ammonium ^a	22-44-0	123
Urée-polyphosphate d'ammonium ^b	30-30-0	126
Polyphosphate d'ammonium ^a	15-60-0	150
Nitrate d'ammonium	33,5-0-0	167
Urée	46-0-0	136
Phosphate-nitrate d'ammonium	30-10-0	152
Phosphate-nitrate d'ammonium	25-25-0	153
Nitrophosphate	26-13-0	148
Nitrophosphate	20-20-0	152
Nitrate de sodium ^b	16-0-0	308
Nitrate de potassium ^b	13-44-6	333
Nitrate de calcium (tétrahydraté) ^b	12-0-0	43
Soufre ^b	—	120

^aProduits avec 30 à 50 % de P₂O₅ sous forme de polyphosphates

^bLes points de fusion des composés purs sont tirés de *Chemical Engineers' Handbook*, J. H. Perry, ed., troisième édition, 1950.

puis du nitrate. La plupart des plantes absorbent l'azote principalement sous forme de nitrate, ce qui laisse dans le sol un résidu acide. Tout l'azote des engrais est donc considéré comme acidifiant, qu'il soit présent au départ sous forme ammoniacale, nitrique ou organique, mais on admet que la moitié seulement de l'azote est acidifiant; c'est un coefficient empirique fondé sur des expériences agronomiques qui seront décrites plus loin.

L'effet sur le pH du sol de l'application d'engrais à un taux normal pendant une seule année est faible et d'ordinaire négligeable, mais l'effet cumulé de nombreuses années d'application d'un engrais acidifiant peut abaisser le pH du sol au point de nuire sérieusement à la production, à moins qu'on ne corrige cette acidité en appliquant du calcaire ou d'autres produits alcalinisants. D'autre part, l'emploi d'engrais acidifiants sur des sols alcalins ou calcaires peut être utile, bien que l'influence sur le pH du sol d'applications normales d'engrais, en une seule année, soit d'ordinaire faible. Une mesure de l'acidité ou de l'alcalinité des engrais est donc utile pour indiquer aux cultivateurs l'importance de l'effet probable de leur emploi sur le pH du sol. De plus, dans certains cas, elle permet aux fabricants de produire des engrais neutres, par exemple en ajoutant du calcaire. Certains Etats des Etats-Unis exigent que tout engrais soit étiqueté "acidifiant" ou "non acidifiant", mais il est en général plus économique d'appliquer du calcaire directement au sol, à intervalles de quelques années, suivant le besoin, que de l'incorporer dans des engrais composés.

1. Méthodes de mesure de l'acidité et de l'alcalinité

L'évaluation quantitative de l'acidité ou de l'alcalinité d'un engrais se fonde sur les travaux de Pierre [100]. Les principaux éléments acidifiants et alcalinisants sont :

Eléments acidifiants	Acidité (+) ou alcalinité (-) équivalente, en kg de CaCO ₃ par kg d'élément
S	+ 3,12
Cl	+ 1,41
P	+ 1,62
N	+ 1,79
Eléments alcalinisants	
Ca	- 2,50
Mg	- 4,12
Na	- 2,18
K	- 1,28

Pour tous les éléments, sauf l'azote et le phosphore, les coefficients se fondent directement sur la stoechiométrie. Par exemple, le poids moléculaire du carbonate de calcium est 100 et le poids équivalent de soufre, en supposant qu'il se forme du sulfate, est 32; donc, l'acidité équivalente serait $100/32 = 3,125$. Pour les éléments monovalents, le poids équivalent est double du poids atomique. Par exemple, le poids équivalent du potassium est $2 \times 39,1 = 78,2$; l'équivalent en carbonate de calcium est $100/78,2 = 1,28$.

Dans le cas du phosphore, les sels neutres sont ceux où l'un des trois ions/hydrogène de l'acide phosphorique est neutralisé (par exemple le phosphate monocalcique ou monopotassique). Pour l'azote, l'acidité est obtenue d'après le coefficient empirique donné par Pierre [101]. On peut donc calculer l'acidité ou l'alcalinité de nombreux engrais à partir de leur formule chimique.

Une méthode d'analyse a été mise au point par Pierre et adoptée ensuite aux Etats-Unis, avec quelques modifications par l'AOAC, en particulier pour les engrais composés [100, 102]. Elle consiste à doser l'azote total et à multiplier le chiffre obtenu par le coefficient indiqué ci-dessus (+ 1,79) pour obtenir l'acidité due à l'azote. D'autre part, on mélange un échantillon pesé d'engrais avec une quantité connue de solution de carbonate de sodium et un réducteur (noir de carbone); le mélange est évaporé à sec dans un bécher puis chauffé à 575-600 °C dans un four à moufle, ce qui élimine les composés azotés. Le résidu est traité par un excès mesuré d'HCl et filtré. Enfin, la solution est titrée en retour avec une solution de carbonate de sodium pour amener le pH à 4,3; l'indicateur utilisé est un mélange de vert de bromocrésol et de méthylorange. On calcule l'acidité ou l'alcalinité de l'engrais (en dehors de l'acidité due à l'azote) en comparant le résultat du titrage à celui fourni par un essai à

blanc. L'acidité nette est la somme algébrique de l'acidité due à l'azote et de celle qui vient d'être mesurée.

La méthode de l'AOAC introduit une correction pour le P₂O₅ insoluble dans le citrate, que l'on suppose être du phosphate naturel non modifié [102]. On soustrait de la valeur obtenue par l'analyse l'alcalinité d'une quantité de phosphate tricalcique équivalant au P₂O₅ insoluble dans le citrate contenu dans l'échantillon. Par exemple, pour du phosphate naturel du Tennessee, à 33,8 % de P₂O₅, la méthode de Pierre conduisait à + 56 kg de CaCO₃ par 100 kg de phosphate naturel. La correction appliquée par l'AOAC est normalement + 10 (*Farm Chemicals Handbook*); elle se fonde sur l'hypothèse que, dans la plupart des sols, la réaction du phosphate naturel est trop lente pour avoir beaucoup d'effet sur le pH. Cette hypothèse peut ne pas être valable pour des sols

très acides, ni pour les phosphates les plus réactifs. Comme il a été dit dans le chapitre XII, l'effet de chaulage du phosphate naturel mérite une étude plus approfondie.

Le tableau 7 montre l'acidité ou l'alcalinité de quelques engrais courants. Les valeurs pour les composés purs ont été calculées et celles pour la plupart des produits du commerce ont été déterminées soit par la méthode de Pierre, soit par la variante de l'AOAC [100]. Les sources sont : *Farm Chemicals Handbook* (1977), *Commercial Fertilizer Yearbook* (1970) et *Manual on Fertilizer Manufacture* (troisième édition, 1963), de Sauchelli.

Le tableau 7 montre que le sulfate, le chlorure et les phosphates d'ammonium sont plus acidifiants, par unité d'azote, puisque l'acidité due à ce dernier est augmentée par celle due à l'anion. L'ammoniac, l'urée et le nitrate d'ammonium donnent des chiffres intermédiaires: leur acidité

TABLEAU 7. ACIDITE OU ALCALINITE EQUIVALENTE DE CERTAINS ENGRAIS

	Acidité (-) ou alcalinité (+) équivalente	
	kg de CaCO ₃ / kg de N	kg de CaCO ₃ / 100 kg de produit
<i>Produits purs^a</i>		
Ammoniac, 82,2 % N	- 1,8	148
Urée, 46,6 % N	1,8	84
Nitrate d'ammonium, 35,0 % N	1,8	63
Sulfate d'ammonium, 21,1 % N	- 5,3	112
Chlorure d'ammonium, 26,1 % N	5,3	139
Phosphate monoammonique, 12,1 % N, 61,7 % P ₂ O ₅	5,3	65
Phosphate diammonique, 21,2 % N, 53,8 % P ₂ O ₅	3,5	74
Phosphate monocalcique, 56,2 % P ₂ O ₅	—	0
Phosphate dicalcique, 52,2 % P ₂ O ₅	—	+ 37
Phosphate tricalcique, 45,6 % P ₂ O ₅	—	+ 64
<i>Produits commerciaux</i>		
Phosphate-sulfate d'ammonium, 16 % N, 20 % P ₂ O ₅	5,3	85
DAP, 18 % N, 46 % P ₂ O ₅	3,5	64
Nitrate de sodium, 16 % N	+ 1,8	+ 29
Nitrate de potassium, 13 % N, 46 % K ₂ O	+ 2,0	+ 26
Nitrate de calcium, 15 % N	- 1,4	+ 20
Superphosphate, 16 à 48 % P ₂ O ₅		approx. 0
Phosphate naturel, 33,8 % P ₂ O ₅		+ 56 ^b
Poudre d'os, 34,5 % P ₂ O ₅		+ 61
Chlorure de potassium (toutes les teneurs)		0
Sulfate de potassium (toutes les teneurs)		0
Kiesérite et autres sulfates de magnésium		0
Gypse		0
Calcaires		+ 80 à + 95
Calcaires dolomitiques		+ 90 à + 100
Borax		+ 55
Métasilicate de calcium, 48 % CaO		+ 86 ^a
Phosphate de calcium-magnésium fondu, 20,2 % P ₂ O ₅ , 32,1 % CaO, 19,4 % MgO		+ 91 ^a
Phosphate Rhenania, 28,0 % P ₂ O ₅ , 40,2 % CaO, 16,8 % Na ₂ O		+ 79 ^a
Soufre, 100 % S		312 ^a
Pyrite, 50 % S		156 ^a

^aValeurs calculées d'après les formules.

^bLa valeur donnée pour le phosphate naturel est celle obtenue par Pierre au moyen de la méthode d'analyse resumée ci-dessus. Le phosphate naturel ne neutralise que lentement l'acidité du sol, sauf dans le cas de sols très acides, et son influence est pratiquement nulle sur les sols neutres ou alcalins. Dans la méthode de l'AOAC, on soustrait de la valeur fournie par l'analyse l'alcalinité de la fraction insoluble dans le citrate du phosphate naturel, calculée en phosphate tricalcique.

n'est due qu'à leur teneur en azote. Les nitrates de sodium, de potassium et de calcium sont alcalinisants, puisque l'acidité due à l'azote est plus que compensée par l'alcalinité du cation.

2. Quelques causes d'erreurs

Pierre a décrit en détail ses expériences sur l'influence qu'exercent les engrais azotés sur l'acidité du sol [101]. Elles ont été faites en serre, surtout avec du limon argileux Cecil (un sol de l'Alabama dont le pH initial était d'environ 5) et ont porté sur une série de quatre récoltes. La conclusion, d'après laquelle l'azote des engrais serait acidifiant pour la moitié de l'équivalent stoechiométrique de l'acide nitrique, est empirique et peut ne pas être valable pour tous les sols et toutes les récoltes. Par exemple, dans le cas du riz aquatique, l'azote ammoniacal placé dans la zone anaérobie n'est pas nitrifié et est absorbé sous forme ammoniacale par les plantes, vraisemblablement sans accroître l'acidité du sol. De plus, la quantité d'azote perdu par lessivage, ruissellement, volatilisation et décomposition est susceptible de variations importantes qui auraient vraisemblablement un certain effet sur l'évolution de l'acidité du sol.

Au cours des expériences en serre de Pierre, il n'y avait aucun lessivage. Cependant, on a mesuré l'acidité du sol tant sur des sols lessivés que sur des sols non lessivés; les résultats fournis par les premiers ont servi de base aux chiffres du tableau 7, car ils étaient considérés comme représentant mieux les conditions réelles où la quantité de pluie suffit pour entraîner par lessivage des produits solubles dans le sous-sol et, en fait, les résultats obtenus ont concordé avec ceux de certaines expériences en plein air. L'influence sur l'acidité était bien plus marquée pour les sols non lessivés, en particulier dans le cas de sels d'ammonium tels que le sulfate. Dans les climats arides où la quantité d'eau fournie par les pluies ou par l'irrigation ne suffit pas à éliminer du sol les résidus solubles d'engrais, il semble possible que l'effet sur l'acidité du sol des engrais azotés et autres puisse être tout différent.

Pierre a aussi remarqué que l'influence sur le pH du sol dépend beaucoup de la capacité d'échange de cations de celui-ci, même quand la quantité de carbonate de calcium équivalent est à peu près la même.

Donc, bien que les résultats de Pierre aient donné de bonnes corrélations avec les essais en plein air dans l'est des États-Unis et en Angleterre, leur application à d'autres climats, d'autres sols et d'autres pratiques agricoles peut ne pas être quantitativement exacte.

O. Indice de salinité

On sait qu'une concentration élevée de sels solubles dans les solutions de sol peut nuire aux plantes, les tuer ou empêcher la germination des graines. On croit que les dégâts causés sont liés à la pression osmotique de la solution du sol.

Dans les conditions normales, des engrais distribués de façon uniforme aux taux habituels n'entraîneront pas de concentrations assez élevées pour endommager les plantes, mais l'application localisée au contact de la graine, ou en bandes près des graines ou des plantes en cours de croissance, peut être nuisible suivant le placement, le taux d'application et la quantité d'humidité disponible.

L'indice de salinité de sels employés comme engrais et d'engrais composés mesure le degré auquel une quantité donnée de divers engrais augmente la pression osmotique de la solution du sol. Cet indice est dû à Rader *et al.*, du Department of Agriculture des États-Unis [103]. Il est utile pour choisir ou formuler des engrais destinés à des usages spéciaux (application en même temps que l'engrais, placement en bandes, placement stimulant, application latérale, etc.). Il peut aussi être intéressant pour des sols où la concentration en sels est déjà élevée ou dans des zones sujettes à la sécheresse, où la solution du sol se concentre par évaporation. La pression osmotique de solutions d'engrais destinées à être appliquées sur les feuilles est aussi intéressante, mais, dans ce cas, la solution n'est pas en contact avec le sol. L'indice de salinité calculé par Rader n'est donc pas quantitativement utile pour déterminer si une solution convient à l'application foliaire: dans ce cas, il vaudrait mieux mesurer directement la pression osmotique des solutions.

1. Méthode de mesure

Rader a étudié plusieurs sols et plusieurs taux d'application, mais pour le calcul de l'indice de salinité, il a employé un seul sol (sable de Norfolk), de teneur en humidité déterminée; les engrais à essayer étaient d'ordinaire tous appliqués aux mêmes taux. Il démontra que l'augmentation de pression osmotique était proportionnelle au taux d'application et que, par conséquent, les mesures correspondant à un taux pouvaient être utilisées pour un autre taux, moyennant un calcul simple.

En résumé, la méthode consiste à mélanger le sol, séché à l'air, avec l'engrais ou le sel à essayer, d'ordinaire dans la proportion d'une partie en poids d'engrais pour 1 000 parties en poids de sol. Ensuite, on pulvérise de l'eau sur le sol pour amener son humidité à 75 % de sa capacité de

rétention d'eau (5,1 % dans le cas du sable de Norfolk) et on le conserve dans un récipient clos pendant 5 jours, vers 5 °C. Ensuite, on le ramène à la température ambiante et on le tasse dans un cylindre. La solution du sol est alors enlevée; on mesure sa conductivité et son point de congélation; la pression osmotique se calcule à partir de la baisse du point de congélation et l'accroissement de pression osmotique s'obtient en soustrayant de ce chiffre la pression osmotique de la solution du sol non traité. L'indice de salinité est

TABLEAU 8. INDICES DE SALINITE DE CERTAINS ENGRAIS

Engrais et tenurs	Indice de salinité-base nitrate de sodium = 100	
	Pour un poids égal d'engrais	Pour un poids égal d'éléments nutritifs primaires ^a
Azote		
Ammoniac, 82,2 % N	47,1	9,5
Nitrate d'ammonium, 35 % N	104,7	49,4
Sulfate d'ammonium, 21,2 % N	69,0	53,7
Nitrate d'ammonium-calcaire, 20,5 % N	61,1	49,2
Nitrate de calcium, Ca(NO ₃) ₂ · 4H ₂ O, 11,9 % N	52,5	76,8
Cyanamide calcique, 21,0 % N	31,0	24,4
Nitrate de sodium, 16,5 % N	100,0	100,0
Urée, 46,6 % N	75,4	26,7
Nitrate de sodium-potassium, 15,0 % N, 14,0 % K ₂ O	92,0 ^b	52,3
Solution d'urée et de nitrate d'ammonium, 32 % N	74,2 ^b	38,3
Phosphate		
Superphosphate normal, 20 % P ₂ O ₅	7,8	6,4
Superphosphate concentré, 45 % P ₂ O ₅	10,1	3,7
Superphosphate concentré, 48 % P ₂ O ₅	10,1	3,5
Phosphate monoammonique, 12,2 % N, 61,7 % P ₂ O ₅	29,9	6,7
Phosphate diammonique, 21,2 % N, 53,8 % P ₂ O ₅	34,2	7,5
Potassium		
Chlorure de potassium, 60 % K ₂ O	116,3	32,0
Chlorure de potassium, 63,2 % K ₂ O	114,3	29,8
Nitrate de potassium, 13,8 % N, 46,6 % K ₂ O	73,6	20,1
Sulfate de potassium, 54 % K ₂ O	46,1	14,1
Phosphate monopotassique, 52,2 % P ₂ O ₅ , 34,6 % K ₂ O	8,4	1,6
Mélange de sels de potassium, 20 % K ₂ O	112,7	93,0
Mélange de sels de potassium, 30 % K ₂ O	91,9	50,6
Sulfate de potassium-magnésium (langbeinite), 21,9 % K ₂ O	43,2	32,5
Divers		
Dolomie, 20 % MgO	0,8	—
Oxyde de magnésium, 100 % MgO	1,7	—
Gypse, 32,6 % CaO	8,1	—
Carbonate de calcium, 56,0 % CaO	4,7	—
Kiesérite grillée, 33,5 % MgO	38,7	—
Sel d'Epsom, 16,4 % MgO	44,0	—

^aD'après les éléments nutritifs indiqués dans la première colonne

^bCalculés

exprimé en termes d'accroissement relatif de la pression osmotique par rapport à l'accroissement fourni par le même poids de nitrate de sodium. Le tableau 8 donne les résultats obtenus avec des engrais courants, tels qu'ils ont été publiés par Hardesty [104]. Ce dernier a aussi montré comment on pouvait calculer l'indice de salinité des engrais composés, à partir de leur formule (104).

2. Signification des résultats

La pression osmotique était toujours inférieure dans les solutions de sols au chiffre obtenu lorsqu'on dissolvait la même quantité de sel dans la même quantité d'eau en l'absence de sol. C'était particulièrement vrai pour les phosphates, probablement à cause de réactions de ceux-ci avec les sols, qui enlèvent à la solution une partie des produits solubles. Le tableau 9 donne les pressions osmotiques de solutions aqueuses de quelques sels utilisés comme engrais comparées avec les solutions du sol, pour deux sols traités par les mêmes sels. Ces données montrent aussi la grande différence de pression osmotique de la solution du sol pour des sols différents, due en grande partie à la différence de capacité de rétention d'eau de ceux-ci. Chaque sol était humidifié à 75 % de sa capacité de rétention, qui était 5,1 pour le sable de Norfolk et 21,9 pour le limon argileux de Hartselle.

TABLEAU 9. AUGMENTATIONS DE LA PRESSION OSMOTIQUE DANS DES SOLUTIONS DE SOL COMPAREES AVEC DES SOLUTIONS AQUEUSES DE SELS

Sel utilisé ^a	Pression osmotique (en atm)			
	Sable de Norfolk		Limon argileux de Hartselle	
	Solution de sol ^b	Solution aqueuse ^c	Solution de sol ^b	Solution aqueuse ^c
(NH ₄) ₂ SO ₄	8,14	10,38	1,71	2,89
NaNO ₃	11,92	12,38	2,68	3,16
KCl	13,49	14,39	2,79	3,54
NH ₄ H ₂ PO ₄	4,04	9,21	0,30	2,54
Ca(H ₂ PO ₄) ₂ · H ₂ O	1,82	5,28	0,19	1,44
NaH ₂ PO ₄ · H ₂ O	4,27	8,81	0,52	2,18

^aTaux d'application, 1 kg par 1 000 kg de sol

^bLe sable de Norfolk contenait 5,1 % d'humidité, le limon argileux de Hartselle 21,9 %; ces chiffres correspondaient, dans les deux cas, à 75 % de la capacité de rétention d'eau.

^cLa quantité d'eau utilisée dans les expériences sur solutions aqueuses était la même que pour les essais avec les sols.

3. Utilité de l'indice de salinité

On souligne que les valeurs de l'indice de salinité ne sont utiles que pour comparer des engrais entre eux; la quantité d'engrais que l'on peut appliquer sans danger dépend du placement, de la nature du sol, du degré d'humidité, de la plante

cultivée aussi bien que de l'indice de salinité. En outre, des dégâts aux récoltes peuvent être dus à d'autres causes que la concentration en sels. Par exemple, l'ammoniaque dégagée dans le sol par l'urée ou le phosphate diammonique placé à côté des plantules peut avoir un effet toxique. Dans le cas de sols à haute teneur en chlorures, l'addition d'un chlorure, KCl par exemple, peut avoir un effet nuisible, dû à l'excès de chlore.

L'indice de salinité est particulièrement utile pour choisir les engrais à appliquer en même temps que les semences ou tout près de celles-ci. Cette façon de faire est souvent très efficace du point de vue agronomique, pourvu que la quantité et la nature de l'engrais soient choisies de façon que la concentration saline ne cause pas de dégâts. Dans ce cas, il est bon de choisir un engrais à faible indice de salinité par unité d'élément nutritif.

Références

1. Secretariat International Standards Organization. Technical Committee 134, Subcommittee 3, Deutsches Institut für Hormung e.V. Burggrafenstr. 4-7, 1000 Berlin 30, West Germany.
2. Khasawneh, F. E. and E. C. Doll. 1978. "The Use of Phosphate Rock for Direct Application to Soils," *Advances in Agronomy*, 30:159-206.
3. "Ground Rock Phosphate Has Opportunities for Expansion." 1973. *Phosphorus and Potassium*, No. 68, p. 19-23.
4. Reno Engrais et Produits Chimiques. 1973. "A French Company with World-Wide Fertilizer Interests," *Phosphorus and Potassium*, No. 67, p. 19-21.
5. Hammond, L. L. 1978. "Phosphorus Availability from Minigranular Phosphate Rock as Compared with Conventional Size Grinding and Granulation," presented at the American Society of Agronomy National Meeting, Chicago, Illinois.
6. International Fertilizer Development Center. 1978. *Progress Report 1977*, Circular IFDC-S-1, Muscle Shoals, Alabama.
7. Terman, G. L. 1957. "Optimal Particle Sizes of Various Fertilizer Salts for Various Soil Conditions and Crops," *Proceedings of the 6th Annual Meeting of the Fertilizer Industry Round Table*, p. 3-4, Washington, D.C.
8. Terman, G. L., W. M. Hoffman, and B. C. Wright. 1964. "Crop Response to Fertilizers in Relation to Content of 'Available' Phosphorus," *Advances in Agronomy*, 16:59-100.
9. Thorne, D. W., P. E. Johnson, and L. F. Seatz. 1955. "Crop response to Phosphorus in Nitric Phosphates," *Journal of Agricultural and Food Chemistry*, 3(2):136-140.
10. Terman, G. L. 1971. "Phosphate Fertiliser Sources: Agronomic Effectiveness in Relation to Chemical and Physical Properties," *Proceedings of the Fertiliser Society*, (London), No. 123.
11. United States Department of State. 1977. "A.I.D. Fertilizer Specifications," Small Business Memo No. 77-3, Agency for International Development, Office of Small Business, Washington, D.C. 20523.
12. Berquin, Y. and J. Burko. 1974. "Hot Spheroidizer Processes and Complex Fertilizers: Recent Developments," *Proceedings of the 24th Annual Meeting of the Fertilizer Industry Round Table*, p. 110-112, Washington, D.C.
13. Brook, A. T. 1957. "Developments in Granulation Techniques," *Proceedings of the Fertiliser Society*, (London), No. 47.
14. Kelly, W. J. 1974. "Solids Handling and Metering in an NPK Prilling Plant," *Proceedings of the Fertiliser Society*, (London), No. 141.
15. Maartensdijk, Sinte. 1976. "Direct Production of Granulated Superphosphates and PK Compounds from Sulphuric Acid, Phosphoric Acid, Rock Phosphate and Potash," Paper No. TA/76/12, Presented at the International Superphosphate Manufacturers' Associated Technical Conference, The Hague, Netherlands.
16. Whyte, G. B. 1972. "Low Recycle NPK Granulation—Design and Practical Aspects," *Proceedings of the Fertiliser Society*, (London), No. 127.
17. Hoffmeister, George. 1962. "Compatibility of Raw Materials in Blended Fertilizers—Segregation of Raw Materials," *Proceedings of the 12th Annual Meeting of the Fertilizer Industry Round Table*, p. 83-88, Washington, D.C.
18. Hoffmeister, George. 1973. "Quality Control in a Bulk Blending Conference, TVA Bulletin Y-62, p. 59-70, Tennessee Valley Authority, NFDC, Muscle Shoals, Alabama 35660.
19. Hoffmeister, George, S. C. Watkins, and Julius Silverberg. 1964. "Bulk Blending of Fertilizer Material: Effect of Size, Shape, and Density on Segregation," *Journal of Agricultural and Food Chemistry*, 12(1):64-69.
20. Russel, C. 1965. "Quality of a Blend Can Be Determined," *Farm Chemicals*, 128(3):86-88, 90, 92.
21. Van Denburg, J. P. and W. C. Bauer. 1964. "Segregation of Particles in the Storage of Materials," *Chemical Engineering*, 71(20):135-140, 142.

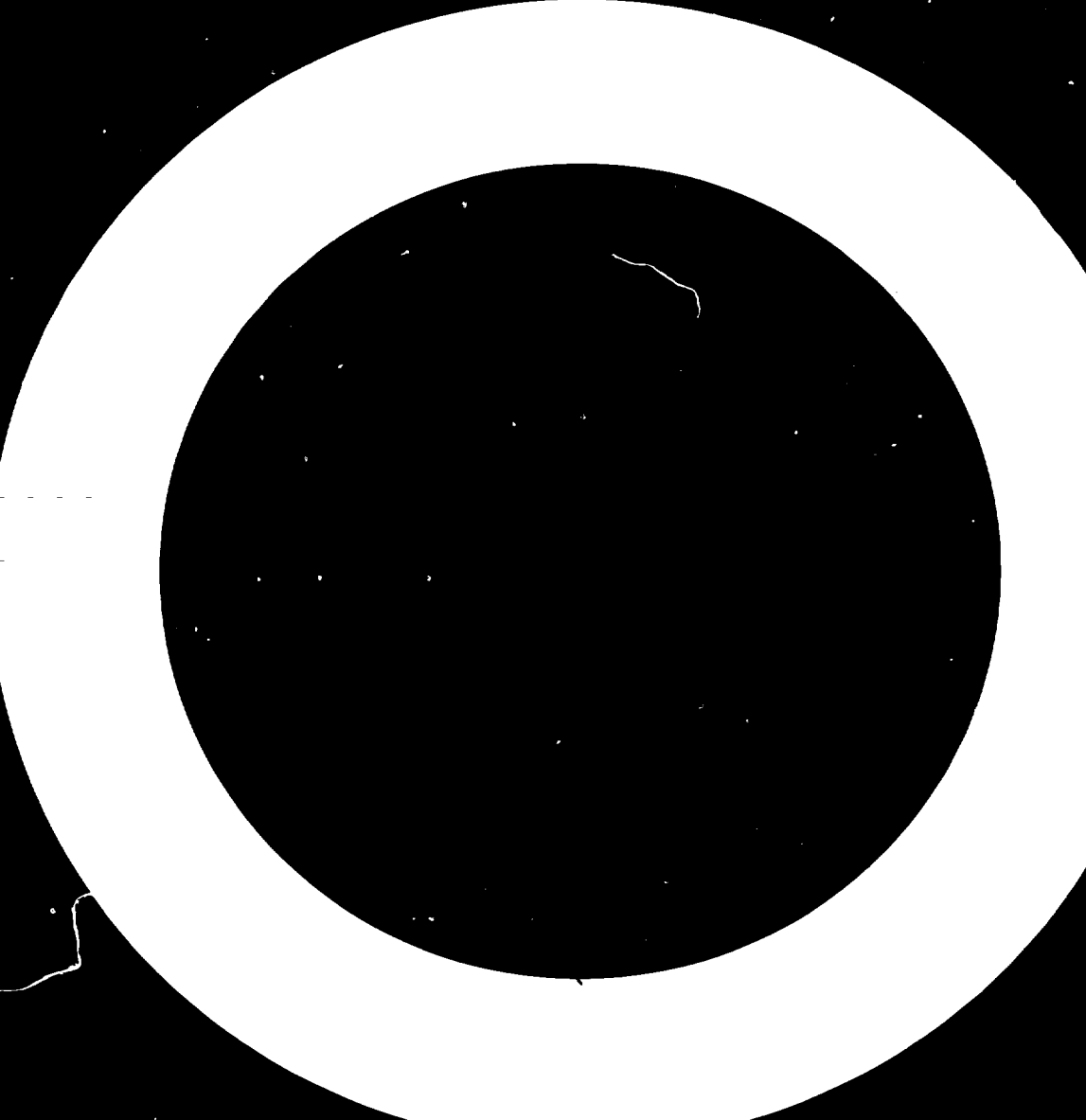
22. Caine, Douglas. 1975. "Product Quality Report from TFI Product Quality Committee," *Proceedings of the 25th Annual Meeting of the Fertilizer Industry Round Table*, p. 105-117, Washington, D.C.
23. Woodis, T. C., Jr., J. H. Holmes, Jr., G. B. Hunter, and F. J. Johnson. "Can Two-Way Riffles Precisely Divide Blended Fertilizers?" Pending publication in *Journal of Association of Official Analytical Chemists*.
24. American Society for Testing and Materials. "Manual on Test Sieving Methods—STP-447," Philadelphia, Pennsylvania.
25. Mahlig, W. C. 1977. "Testing Sieves' Particle Size Analysis and New Standards," *Proceedings of the 27th Annual Meeting of the Fertilizer Industry Round Table*, p. 174-179, Washington, D.C.
26. W. S. Tyler Incorporated. 1972. "Testing Sieves and Their Uses," Handbook 53, Mentor, Ohio.
27. The Fertilizer Institute. "Fertilizer Sampling and Analytical Methods," Third edition, Product Quality Committee, 1015-18th Street, N.W., Washington, D.C. 20036.
28. Silverberg, Julius, R. D. Young, and George Hoffmeister, Jr. 1972. "Preparation of Fertilizers Containing Micronutrients," in *Micronutrients in Agriculture*, p. 431-458, Richard C. Dinauer, Ed., Soil Science Society of America, Inc., Madison, Wisconsin (also published as TVA Circular Z-83).
29. Duncan, W. G. and Bruce Poundstone. 1961. "Sources of Variability in Fertilizers," *Journal of the Association of Official Agricultural Chemists*, 44(4): 783-787.
30. The Sherwin-Williams Company. "Bulk Blending of Granular Zinc Sulfate," *Agricultural Chemistry Bulletin* No. 3, 188 West Randolph Street, Chicago, Illinois 60601.
31. Smith, G. E. 1961. "Bulk Blended Fertilizers," *Proceedings of the 11th Annual Meeting of the Fertilizer Industry Round Table*, p. 90-97, Washington, D.C.
32. The Fertilizer Institute. 1975. "Bulk Blend Quality Control Manual," 1015-18th Street, N.W., Washington, D.C. 20036.
33. Achorn, F. P. and H. L. Kimbrough. 1975. "Uniform Application of Granular Fertilizers," *TVA Fertilizer Conference*, TVA Bulletin Y-96, p. 25-34, Muscle Shoals, Alabama 35660.
34. Cunningham, F. M. 1962. Paper No. 62-106, Annual Meeting of the American Society of Agricultural Engineers, Washington, D.C.
35. Smith, E. S. 1973. "Proper Use and Maintenance of Application Equipment," *TVA Fertilizer Bulk Blending Conference*, TVA Bulletin Y-62, p. 94-100, Muscle Shoals, Alabama 35660.
36. Perry, R. H., C. H. Chilton, and S. D. Kirkpatrick. 1963. *Perry's Chemical Engineers Handbook*, Fourth Edition, McGraw-Hill Book Company, New York, New York.
37. Hoffmeister, George. 1965. "How to Avoid Segregation in Bulk Blended Fertilizer Materials," *Agricultural Chemicals*, 20:42, 46, 96, 98.
38. Hoffmeister, George. 1976. "Designing Bulk Blend Plants to Reduce Segregation," *Proceedings of the 26th Annual Meeting of the Fertilizer Industry Round Table*, p. 67-75, Atlanta, Georgia.
39. Fruhstorfer, A. 1961. "Testing Granular Fertilizers for Hardness," Paper No. LE/61/58, The International Superphosphate Manufacturers' Association, Wiesbaden, Germany.
40. Hardesty, J. O. and W. H. Ross. 1938. "Factors Affecting Granulation of Fertilizer Mixtures," *Industrial and Engineering Chemistry*, 30(6):668-672.
41. Hoffmeister, George and C. P. Harrison. 1975. "Physical Testing of Fertilizers," presented at the 170th National Meeting of the American Chemical Society, Chicago, Illinois.
42. Tennessee Valley Authority. 1970. "TVA Procedures for Determining Physical Properties of Fertilizers," Special Report No. S-444, NFDC, Muscle Shoals, Alabama 35660.
43. Dirdak, Charles. 1969. "A Hardness Test," *Proceedings of the 19th Annual Meeting of the Fertilizer Industry Round Table*, p. 33-35, Washington, D.C.
44. Garrett, D. E. and C. Y. Lee. 1956. "Abrasion and Shatter Tests for Granular Fertilizer," *Commercial Fertilizer*, 93(5):28-30.
45. Miller, Philip and W. C. Saeman. 1948. "Properties of Monocrystalline Ammonium Nitrate Fertilizer," *Industrial and Engineering Chemistry*, 40(1):154-160.
46. American National Standards Institute. 1977. "Fertilizers and Soil Conditioners—Determination of Bulk Density (Loose)," ISO 3944, 1430 Broadway, New York, New York 10018.
47. Ritter, H. L. and L. C. Drake. 1945. "Pore-Size Distribution in Porous Materials," *Industrial and Engineering Chemistry, Analytical Edition*, 17(12): 782-791.
48. Geissler, P. R. 1968. "Hygroscopicity of Complex Fertilizers—Determination of Critical Relative Humidity of Multicomponent Systems," *Journal of Agricultural and Food Chemistry*, 16(3):378-383.
49. Raistrick, B. 1956. "Good Quality Granular Fertilizers—Some Research and Manufacturing Problems," *Proceedings of the Fertiliser Society*, (London), No. 38.
50. Willems, M. H. and L. B. Bos. 1975. "Physical Properties of Granular Fertilizers in Relation to Transport, Handling and Climatic Conditions," Paper No. AI/75/5, Presented at the ANDA/ISMA Technical Seminar, April 22-24, Sao Paulo, Brazil.
51. Adams, J. R. and A. R. Merz. 1929. "Hygroscopicity of Fertilizer Materials and Mixtures," *Industrial and Engineering Chemistry*, 21(4):305-307.

52. Arai, Chikao, Shuji Hosaka, Koji Murase, and Yoshiki Sano. 1976. "Measurements of the Relative Humidity of Saturated Aqueous Salt Solutions," *Journal of Chemical Engineering (Japan)*, 9(4):328-330.
53. Merz, A. R., W. H. Fry, J. O. Hardesty, and J. R. Adams. 1933. "Hygroscopicity of Fertilizer Salts," *Industrial and Engineering Chemistry*, 25(2):136-138.
54. Yee, J. Y. and R. O. E. Davis. 1944. "Accelerated Method for Determining Moisture Absorption," *Industrial and Engineering Chemistry, Analytical edition*, 16(8):487-490.
55. Yee, J. Y. 1944. "Determining Hygroscopicity of Fertilizers," *Industrial and Engineering Chemistry, Analytical edition*, 16(6):367-369.
56. Dunmore, F. W. 1939. "An Improved Electric Hygrometer," Research Paper RP1265, *Journal of Research of the National Bureau of Standards*, 23-701-714.
57. Geissler, P. R. (to Esso Research and Engineering Co.). 1967. "Method for Determining the Critical Relative Humidity of Fertilizer," U.S. Patent 3,304,767.
58. Pustil'nik, G. A., V. S. Talanova, and Y. A. Vakhrushev. 1973. "Accelerated Method for Determining Hygroscopic Points of Fertilizers and Salts," *Khim. Prom. (Moscow)*, 49(11):844-845 (Russ); *Sov. Chem. Ind.*, 5(11):708-709.
59. National Research Council. 1928. *International Critical Tables*, 3:351-374, McGraw-Hill Book Co., New York, New York.
60. Roehl, E. J. 1936. "Vapor Pressures of Saturated Aqueous Solutions Monoammonium and Diammonium Acid Phosphates," *Journal of the American Chemical Society*, 58:1291-1292.
61. Tennessee Valley Authority. 1968. "Dehumidified Building for Storage of Fertilizer," New Developments in Fertilizer Technology, 7th Demonstration, Special Report No. S-433, p. 37-39, NFDC, Muscle Shoals, Alabama 35660.
62. Mehring, A. L. 1929. "Factors Affecting the Drillability of Fertilizers," *Industrial and Engineering Chemistry*, 21(12):1219-1223.
63. Mehring, A. L. 1931. "Measurement of Drillability of Fertilizers," *Industrial and Engineering Chemistry, Analytical Edition*, 3(1):34-38.
64. Mehring, A. L. and G. A. Cumings. 1930. "Factors Affecting the Mechanical Application of Fertilizers to the Soil," U.S. Department of Agriculture, Technical Bulletin No. 182, Superintendent of Documents, U.S. Government Printing Office, Washington, D.C.
65. Rapp, H. F. and J. O. Hardesty. 1957. "Granulation of Mixed Fertilizers in Experimental Equipment and Determination of Storage and Drilling Characteristics of the Products," *Journal of Agricultural and Food Chemistry*, 5(6):426-433.
66. Gantt, C. W., W. C. Hulburt, H. F. Rapp, and J. O. Hardesty. 1958. "Determining the Drillability of Fertilizers," U.S. Department of Agriculture, Production Research Report No. 17, Superintendent of Documents, U.S. Government Printing Office, Washington, D.C.
67. Hoffmeister, George and C. P. Harrison. 1977. "Physical Properties of Granular Urea-Based NP and NPK Fertilizers," *Proceedings of the 27th Annual Meeting of the Fertilizer Industry Round Table*, p. 162-170, Washington, D.C.
68. Bookey, J. B. and B. Raistrick. 1965. "Caking of Mixed Fertilizers," in *Chemistry and Technology of Fertilizers*, p. 454-479, Vincent Sauchelli, Ed., Reinhold Publishing Corporation, New York.
69. Silverberg, Julius, J. R. Lehr, and George Hoffmeister, Jr. 1958. "Microscopic Study of the Mechanism of Caking and Its Prevention in Some Granular Fertilizers," *Journal of Agricultural and Food Chemistry*, 6(6):442-448.
70. Thompson, D. C. 1972. "Fertiliser Caking and Its Prevention," *Proceedings of the Fertiliser Society (London)*, No. 125.
71. Adams, J. R. and W. H. Ross. 1941. "Relative Caking Tendency of Fertilizers," *Industrial and Engineering Chemistry*, 33(1):121-127.
72. Whynes, A. L. and T. P. Dee. 1957. "The Caking of Granular Fertilizers: An Investigation on a Laboratory Scale," *Journal of the Science of Food and Agriculture*, 8:577-591.
73. Geertsema, B. J. H. and M. H. Willems. 1970. "Procedure for the Handling of Urea Granules," German Patent Document 2,002,824.
74. Hallie, G. and J. W. Hoogendonk. 1957. "Preparation of Urea in Granular Form," U.S. Patent 2,793,398.
75. Tennessee Valley Authority. 1972. "Treating Urea To Improve Moisture Resistance," *New Developments in Fertilizer Technology*, 9th Demonstration, TVA Bulletin, Y-50, p. 43-45, NFDC, Muscle Shoals, Alabama 35660.
76. Brown, M. L., A. W. Green, and Ladelle Blanton. 1968. "Stabilizing Ammonium Nitrate Against Crystalline Change," *Journal of Agricultural and Food Chemistry*, 16(3):373-377.
77. C&I Girdler Corporation. 1967. "The Stabilization of Ammonium Nitrate Prills," *Nitrogen*, No. 46, 33-35.
78. Griffith, E. J. 1963. "Phase Transitions of the Ammonium Nitrate-Magnesium Nitrate System," *Journal of Chemical Engineering Data*, 8(1):22-25.
79. Alleuer, Kurt and Ferdinand Weinrotter. 1963. "Free-flowing, Storage-Stable Granular or Pelletized Urea," U.S. Patent 3,112,343.
80. Tennessee Valley Authority. 1976. "Physical Properties of TVA Granular Urea," *New Developments in Fertilizer Technology*, 11th Demonstration, TVA Bulletin Y-107, p. 35-36, NFDC, Muscle Shoals, Alabama 35660.

81. Van Hijfte, Willy and R. Goethals. 1973. "Improvements in or Relating to Urea Crystals, Pellets, Prills, and the Like." British Patent Specification 1,334,871.
82. Tennessee Valley Authority. 1970. "Effect of Aluminum and Iron on the Physical Properties of Ammonium Phosphate Fertilizers." *New Developments in Fertilizer Technology*, 8th Demonstration, TVA Bulletin Y-12, p. 14, NFDC, Muscle Shoals, Alabama 35660.
83. Ando, Jumpei, Mitsuhiro Omura, and Takashi Akiyama. 1965. "Precipitates from the Ammoniation of Wet-Process Phosphoric Acid and the Viscosity of the Product Slurry." *Kogyo Kagaku Zashi*, 68:2327-2331.
84. Tennessee Valley Authority. 1968. "Conditioning and Storage of Fertilizers." *New Developments in Fertilizer Technology*, 7th Demonstration, Special Report No. S-433, p. 31-36, NFDC, Muscle Shoals, Alabama 35660.
85. Young, R. D. 1969. "Providing Micronutrients in Bulk-Blended, Granular Fertilizers." *Commercial Fertilizer*, 118(1):21-24.
86. Iannicelli, Joseph. 1966. "Factors Affecting Performance of Organo Clay Coating Agents in Fertilizers." *Proceedings of the 16th Annual Meeting of the Fertilizer Industry Round Table*, p. 89-94, Washington, D.C.
87. Mischel, P. B. 1966. "Use of Liquid Conditioners in Fertilizer Production." *Proceedings of the 16th Annual Meeting of the Fertilizer Industry Round Table*, p. 85-88, Washington, D.C.
88. Breiss, J. 1970. "Use of Amines Against Caking of Fertilizers." Paper No. LTE/70/20, presented at the International Superphosphate Manufacturers' Association (ISMA) Technical Conference, Sandefjord, Norway.
89. Parks, J. R. and Jerrold Granok. 1967. "Fertilizer Conditioning Problems Solved with Those Versatile Amines." *Farm Chemicals*, 130(10):50-51, 54-55, 57-58, 60-62.
90. United States Department of Agriculture and Tennessee Valley Authority. 1964. *Superphosphate: Its History, Chemistry, and Manufacture*, Superintendent of Documents, U.S. Government Printing Office, Washington, D.C. 20402.
91. Bloom, M. S. and M. R. Sharpe. 1963. (ICI). British Patent 1,005,288.
92. Russow, J., G. Langhans, and H. R. Kohlhaas. 1968. "Test Methods for Determination of the Caking Tendency of Solids." *Chemie-Ingenieur-Technik*, 40(4):191-192.
93. Tucker, G. L. and L. F. Roy. 1969. "Caking in Ammonium Phosphate Fertilizers." *Journal of Agricultural and Food Chemistry*, 17(6):1279-1283.
94. Turbett, F. L. and J. G. MacArthur. 1954. "Influence of Formulation on the Physical Properties of Fertilizers." *Journal of Agricultural and Food Chemistry*, 2(10):506-513.
95. Wilson, J. F., J. C. Hillyer, V. C. Vives, and R. E. Reusser. 1962. "Testing the Caking Tendencies of Ammonium Nitrate Fertilizers." *Agricultural Chemicals*, 17(9):42, 44-45, 116-117.
96. Hoffmeister, George and G. H. Megar. 1975. "Use of Urea in Bulk Blends." *Proceedings of the 25th Annual Meeting of the Fertilizer Industry Round Table*, p.212-226, Washington, D.C.
97. Frick, J. O. 1977. "Petroleum Based DCA's To Control Fugitive Dust." *Proceedings of the 27th Annual Meeting of the Fertilizer Industry Round Table*, p. 94-96, Washington, D.C.
98. Achorn, F. P. and J. C. Barber. 1972. "Bulk Blender Equipment for Environmental Control and OSHA." *Fertilizer Progress*, 3(6):10-13.
99. Hignett, T. P. 1967. "The Use of Urea in Compound Fertilizers." *Phosphorus in Agriculture*, 48:7-27.
100. Pierre, W. H. 1933. "Determination of Equivalent Acidity and Basicity of Fertilizer." *Industrial and Engineering Chemistry (Analytical Edition)*, Vol. 5, p. 229-234.
101. Pierre, W. H. 1928. "Nitrogenous Fertilizers and Soil Acidity," Part I—"Effect of Various Nitrogenous Fertilizers on Soil Reaction." *Journal of the American Society of Agronomy*, 20:254-269. Part II—"The Use of Fertilizer Combinations, Lime, and Basic Slag in Correcting the Acidity Formed by Various Nitrogenous Fertilizers." *Journal of the American Society of Agronomy*, 20: 270-279.
102. "Official Method of Analysis," (12th Edition). 1975. Association of Official Agricultural Chemists, Washington, D.C.
103. Rader, L. F., L. M. White, and C. W. Whittaker. 1943. "The Salt Index—A Measure of the Effect of Fertilizers on Concentration of the Soil Solution." *Soil Science*, 55:201-208.
104. Hardesty, J. O. 1977. "Watch That Salt Content." *Farm Chemicals*, 41:36-41.

Cinquième partie

PLANIFICATION ET QUESTIONS
ECONOMIQUES



XXIII. Lutte contre la pollution et autres facteurs liés à l'environnement

A. Introduction

Le présent chapitre étudie les usines d'engrais du point de vue de la lutte contre la pollution. En 1974, l'ONUDI, en réponse à de nombreuses demandes, a organisé à Helsinki une réunion d'experts sur la pollution provoquée par les usines d'engrais. Les conclusions et les recommandations des participants ont été résumées dans un rapport intitulé "Minimizing Pollution from Fertilizer Plants" (document ID/140). Plus récemment, à la suite de la Déclaration et du Plan d'action de Lima concernant le développement et la coopération industriels formulés lors de la deuxième Conférence générale de l'ONUDI, une série de consultations sur l'évolution de l'industrie des engrais ont eu lieu à Vienne. Le désir de résumer les aspects des usines d'engrais concernant la lutte contre la pollution et d'aider les pays en développement à protéger leur environnement a été répété lors de la première Réunion de consultation sur l'industrie des engrais, en janvier 1977.

L'ONUDI a répondu à ces demandes en rédigeant la monographie n° 9 de la série sur l'industrie des engrais, intitulée "Guide pour la lutte contre la pollution dans les usines d'engrais". Le présent chapitre est surtout tiré de cette publication. Il résume les directives sans donner d'histoires de cas ni de détails sur les moyens de résoudre les problèmes de lutte contre la pollution liés à l'industrie des engrais.

Les normes de lutte contre la pollution varient d'un pays à l'autre et il est rare, dans un même pays, que l'on soit d'accord sur les normes fixées, parfois jugées trop sévères ou trop peu. La description des différentes normes nationales ne constitue donc pas une recommandation en vue d'un usage universel. Dans la fixation des normes, il faut tenir dûment compte du rapport avantages/coûts et des circonstances particulières à chaque projet.

En général, les normes doivent être établies de façon à atteindre les buts suivants :

1. Protéger la santé des travailleurs de l'usine et des habitants du voisinage en évitant des concentrations nuisibles de polluants connus dans l'atmosphère, à l'intérieur et aux environs des usines.

2. Eviter d'endommager les récoltes et le reste de la végétation.
3. Eviter de nuire à la qualité de l'eau dans les cours d'eau, lacs, estuaires ou ports et protéger les autres industries et les personnes qui emploient l'eau.
4. Conserver les valeurs esthétiques qui sont indispensables pour que l'environnement soit agréable et pour attirer les touristes.

Quand l'industrie des engrais s'installe dans l'un de ces pays, elle doit s'assurer qu'elle sauvegarde l'environnement et qu'elle est une "bonne voisine".

Dans le passé, des erreurs graves ont été faites, tant dans les pays développés que dans les pays en développement, lors de la création d'usines d'engrais. Des vies humaines ont été perdues, la végétation et la faune d'eau de mer et d'eau douce ont été tuées. C'est pour éviter une répétition de ces erreurs que nous résumons, à titre de guide pour l'avenir, les considérations mésologiques concernant l'industrie des engrais.

Dans le présent chapitre, nous indiquons d'abord les principaux types d'effluents chimiques, gazeux, liquides ou aqueux, que produisent les usines d'engrais. Dans bien des cas, lorsqu'on prend des mesures pour réduire ou supprimer les effluents gazeux par lavage, cela donne des effluents aqueux dont la concentration en polluants peut varier. A moins qu'il ne soit rentable de recycler ces effluents dans le processus, il faut neutraliser leur effet sur les nappes d'eau du domaine public qui les reçoivent. Nous exposons donc les mesures prises dans les usines d'engrais azotés et phosphatés pour empêcher ou réduire l'effet de ces effluents sur le milieu ambiant. Nous décrivons aussi brièvement l'évacuation du gypse et d'autres déchets solides, tels que ceux provenant des usines de traitement de la potasse.

Nous résumons les critères du choix de l'implantation pour une nouvelle usine à construire et nous indiquons les spécifications à exiger des entrepreneurs pour permettre une épuration efficace des effluents à l'intérieur de l'usine. Une description des enquêtes à faire pour mesurer

l'impact sur l'environnement des usines d'engrais peut servir de guide aux investisseurs et aux décideurs qui ont à résoudre ce problème.

B. Effluents gazeux

Ces effluents se produisent dans la plupart des procédés de fabrication d'engrais. La source la plus importante est, de loin, l'emploi de combustibles fossiles comme source de chaleur pour la fabrication d'ammoniac, dans certains pays du monde. Cependant, les gaz dégagés par la combustion ne sont source sérieuse de pollution que s'ils contiennent des quantités excessives d'impuretés ou de particules. Parmi les autres effluents, on peut citer les oxydes du soufre et de l'azote ainsi que les composés fluorés, pour lesquels il n'y a pas de raisons économiques ou politiques suffisantes pour les traiter et les récupérer. La pollution de l'air qui en résulte peut avoir des effets sérieux sur la santé des êtres humains, ainsi que sur la flore et la faune, mais c'est là surtout un problème local que les dirigeants de l'usine peuvent résoudre.

1. Ammoniac

Quand il y a, dans une usine, des dégagements d'ammoniac, c'est le plus souvent dû à des déversements par suite du mauvais état du matériel ou c'est un problème de mode de fonctionnement. L'ammoniac étant alcalin, il attaque, à haute concentration, les membranes muqueuses du nez, de la gorge et des yeux, et même la peau. Le seuil de perception olfactive est compris entre 18 et 35 mg/m³. Les effluents gazeux contenant de l'ammoniac sont normalement lavés et le liquide de lavage est recyclé ou envoyé à l'égout. Dans certains cas, il peut être nécessaire de traiter ce liquide pour éliminer l'ammoniac, avant évacuation; nous en parlerons plus loin à propos des effluents liquides. Des effluents gazeux contenant de l'ammoniac évacués dans l'atmosphère peuvent former un smog si on les laisse se combiner avec des effluents gazeux acides provenant d'autres processus de fabrication d'engrais dans le même complexe.

L'ammoniac peut aussi se rencontrer dans les effluents d'usines situées en aval, produisant de l'urée, du nitrate ou du phosphate d'ammonium et des engrais composés. Si sa concentration est appréciable, on le récupère d'ordinaire par lavage à l'eau ou à une solution acide et on le recycle.

2. Oxyde de l'azote

Les oxydes de l'azote se dégagent lors de l'oxydation de l'ammoniac, par exemple dans des usines fabriquant de l'acide nitrique ou du nitrate

d'ammonium ainsi que dans celles produisant des engrais NPK par la méthode au nitrophosphate. Les oxydes sont surtout NO, NO₂ ou N₂O, ce dernier étant un sous-produit instable de l'oxydation; on désigne l'ensemble par la formule NO_x. NO et NO₂ peuvent être nuisibles aux êtres humains, aux animaux et aux plantes et peuvent provoquer un smog par réaction photochimique dans l'atmosphère.

Les oxydes de l'azote irritent les voies respiratoires et peuvent, en cas d'empoisonnement peu grave, provoquer des vomissements et freiner le transport d'oxygène dans le torrent sanguin. La valeur de seuil pour les oxydes de l'azote, exprimés en dioxyde d'azote, est de 9 mg/m³; cette concentration peut être tolérée sans effets nuisibles 8 heures par jour, pour une semaine de travail de 5 jours. Certains végétaux peuvent être endommagés après une heure d'exposition à 1 mg/m³. La valeur exacte dépend bien entendu de l'humidité, de l'espèce et d'autres facteurs météorologiques [1].

Les effluents d'usines d'acide nitrique, formés de NO et de NO₂ (calculés en NO₂) répandent la pollution dans le voisinage. On dispose de techniques permettant de réduire, dans des proportions diverses, leur émission afin de respecter les normes proposées ou adoptées par plusieurs pays industrialisés. Les investissements nécessaires et les coûts d'exploitation augmentent à mesure que certains pays développés imposent des normes plus sévères. Nous donnons ci-dessous les normes pour les usines d'acide nitrique [2]:

	Taux d'émission en kg de NO _x t ⁻¹ de produit (100% acide)	mg m ⁻³ dans les effluents ^a
Etats-Unis	1,5	450
France	3,3	1 000
Republique fédérale d'Allemagne (suivant le type d'usine)	n.d.	1 000-1 600
Royaume-Uni (en NO _x) (panache incolore)	n.d.	2 000

^aVolume calculé dans les conditions normales, soit 0 °C et 760 mm de mercure (1 mg m⁻³ de NO₂ environ 0,48 ppm en volume)

Dans les usines d'acide nitrique n'épurant pas les effluents, la concentration d'oxydes de l'azote dans ceux-ci peut atteindre 6 000 mg/m³. De nombreuses méthodes ont été mises au point et sont utilisées pour y remédier: réduction catalytique par l'hydrogène, l'ammoniac ou le méthane, absorption par des tamis moléculaires, lavage par une solution d'urée ou d'un alcali; absorption prolongée. Cette dernière méthode, qui améliore la récupération de l'acide nitrique par addition d'une nouvelle capacité d'absorption, semble de plus en plus en faveur dans la plupart des pays.

Des oxydes de l'azote se dégagent aussi dans le traitement du phosphate naturel par l'acide nitrique pour obtenir des nitrophosphates; un lavage peut être nécessaire pour éviter de polluer l'atmosphère.

3. Oxyde du soufre et brouillard d'acide sulfurique

Dans les usines d'engrais, la principale source de dioxyde et de trioxyde de soufre, sous forme d'effluents gazeux, est constituée par les usines produisant l'acide sulfurique nécessaire à la fabrication d'acide phosphorique; il y en a une ou plusieurs dans la plupart des complexes d'engrais phosphatés. Presque toutes les usines modernes emploient le procédé par contact: on brûle le soufre et les gaz contenant SO_2 passent sur un catayseur (voir chapitre XII). Les gaz chauds de trioxyde de soufre passent ensuite dans des tours d'absorption pour former de l'acide sulfurique à 98%. On sait que ces usines, surtout depuis l'augmentation de leur taille, ont causé de grands dommages à la végétation et ont posé de graves problèmes de pollution au voisinage, ce qui a provoqué de la part du public des réclamations.

Les effluents gazeux des tours d'absorption contiennent souvent des gouttelettes d'acide dont la taille varie entre 100 microns et bien moins de 1 micron, qui sont difficiles à éliminer. Elles forment un brouillard même après avoir traversé la tour de séchage, où l'on fait circuler de l'acide sulfurique pour réduire la quantité de vapeur d'eau résiduelle et la quantité de brouillard d'acide sulfurique rejeté dépasse les niveaux normalement acceptables [3].

Au début, on a placé de la toile métallique dans les tours de séchage; plus tard, on a employé des filtres à brouillard en fibres et des appareils Brink et l'on a réduit la vitesse du gaz (5 à 10 m/min), ce qui permettait d'éliminer toutes les particules de plus de 9 microns et 99% des particules plus petites. Les précipitateurs électrostatiques exigent un investissement assez élevé, mais consomment moins d'énergie; ils ont aussi fourni un moyen efficace d'éliminer cette source de pollution.

Pour réduire l'émission de dioxyde de soufre, on a eu récemment recours à la double conversion catalytique et à la double absorption (voir chapitre XII). Dans certains pays, on emploie beaucoup le lavage des effluents par une solution ou une bouillie d'un produit alcalin (chaux, soude Solvay ou ammoniacale). Par exemple, le lavage à l'ammoniacale donne un mélange de sulfite et de bisulfite d'ammonium; cette solution, acidifiée par de l'acide sulfurique, dégage du SO_2 que l'on peut recycler, la solution de sulfate d'ammonium servant de matière première pour la fabrication d'engrais.

On sait que les concentrations de dioxyde de soufre dépassant 27 mg/m^3 sont très irritantes et l'on estime à la moitié de ce chiffre la concentration maximale admissible pour l'exposition professionnelle. Dans les smogs urbains, la concen-

tration dépasse rarement 3 mg/m^3 ; elle est due en général aux centrales électriques [1].

Les végétaux, en particulier les plus sensibles, peuvent souffrir d'une exposition unique à une concentration de 0,4 mg/m^3 ; une exposition continue à des concentrations encore plus faibles peut affecter certaines plantes. L'Environmental Protection Agency (EPA) des États-Unis a proposé les normes nationales suivantes pour la qualité de l'air ambiant (National Ambient Air Quality Standards) [4]:

Dioxyde de soufre	Norme primaire ^a ($\mu\text{g}/\text{m}^3$)	Norme secondaire ^b ($\mu\text{g}/\text{m}^3$)
Moyenne arithmétique annuelle	80 (0,03 ppm)	
Concentration maximale en 24 heures ^c	365 (0,14 ppm)	
Exposition maximale en 3 heures		1 300 (0,5 ppm)

^aNorme primaire pour la protection de la santé publique

^bNorme secondaire pour la protection du bien-être du public

^cNe doit pas être dépassée plus d'une fois par an

On sait que le dioxyde de soufre émis par des entreprises industrielles peut être transporté par l'air, dans certaines conditions météorologiques, à des distances dépassant 1 000 km, avant d'atteindre le niveau du sol. Les normes sur les émissions d'usines d'acide sulfurique sont aujourd'hui les suivantes [2]:

États-Unis	Maximum de 2,0 kg de SO_2 /t ^a de produit, 0,075 kg de brouillard acide t ^a de produit (opacité 10%)
République fédérale d'Allemagne	Rendement minimal de la conversion de SO_2 , 99,5% Maximum de 0,4 kg de SO_2 /t ^a de produit
Royaume-Uni	Rendement global de la conversion, 99,5% Pas de brouillard acide

^aTonnes métriques

Dans les usines d'engrais qui brûlent du mazout ou du charbon à haute teneur en soufre pour obtenir l'électricité ou la vapeur nécessaire, les taux d'oxydes du soufre dans les gaz de carneau peuvent dépasser les niveaux autorisés. Dans certains pays, la dispersion au moyen de hautes cheminées peut être acceptée comme moyen de réduire la concentration dans le milieu ambiant. Dans d'autres cas, il peut être nécessaire de laver ces gaz pour éliminer la plus grande partie des oxydes du soufre; il existe plusieurs procédés employant la chaux, le calcaire, le carbonate de sodium ou l'ammoniacale.

4. Fluorures gazeux

Le traitement du phosphate naturel dégage divers fluorures. Les fluorures gazeux figurent parmi les polluants considérés comme les plus dangereux.

Le phosphate naturel contient d'ordinaire 3 à 4,5 % en poids de fluor. Pendant la transformation en acide phosphorique, de grandes quantités de fluorures se dégagent au cours de l'acidification, de la concentration de l'acide et de la production de superphosphates. Dans le cas du procédé par voie humide, les effluents gazeux contiennent le fluor principalement sous forme de tétrafluorure de silicium SiF_4 , car le fluor, très réactif, se combine immédiatement avec la silice contenue dans la bouillie de réaction mais, si le phosphate naturel a une faible teneur en silice, les effluents peuvent aussi contenir de l'acide fluorhydrique, HF.

Les fluorures provenant des réacteurs sont d'ordinaire lavés avec de l'eau ou une solution diluée d'acide fluosilicique. Le tétrafluorure de silicium s'hydrolyse rapidement pour donner de l'acide fluosilicique. On dispose aujourd'hui d'assez d'informations fournies par des usines fabriquant de l'acide phosphorique par une méthode classique pour établir un bilan fluor à l'intérieur des limites de batteries. On dispose de divers laveurs: certains permettent de récupérer et de concentrer l'acide fluosilicique jusqu'à une concentration pouvant dépasser 20 %; c'est alors un produit vendable pouvant servir à fabriquer de la cryolite synthétique, du fluorure d'aluminium et divers fluosilicates. S'il n'existe aucun débouché pour ces sous-produits, il faut neutraliser l'effluent avec du calcaire ou de la chaux, généralement en deux stades, pour permettre l'évacuation dans les eaux du domaine public. On a constaté que les coûts d'exploitation de la neutralisation en plusieurs stades étaient élevés.

Des composés fluorés gazeux se produisent aussi dans la fabrication de nitrophosphates, de SSP et de TSP; on les élimine par lavage. En cours de stockage, les superphosphates continuent à dégager des composés fluorés qui peuvent être dangereux pour la santé des ouvriers. Dans certains cas, la ventilation de l'entrepôt peut être une solution satisfaisante, mais, dans certains pays, l'élimination du fluor de l'air sortant du bâtiment peut être exigée. Une autre source de pollution atmosphérique peut être l'évaporation de bassins contenant du gypse ou du liquide de lavage. L'importance de cette source n'a pas été déterminée exactement.

Les fluorures présents dans l'atmosphère causent beaucoup plus souvent des dommages aux plantes et aux animaux qu'à l'homme. Les premiers symptômes de la fluorose chronique sont, chez l'homme, l'apparition de taches sur les dents, puis l'ossification des ligaments. Les effets de l'exposition des travailleurs industriels aux fluorures sont cumulatifs. On recommande d'ordinaire d'analyser régulièrement leurs urines. Dans la plupart des cas, on peut maintenir la concentration en fluorures de l'atmosphère intérieure au-dessous de

10 mg/m³, mais, dans certaines fabriques de cryolite artificielle, on a mesuré des concentrations atteignant 30 à 40 mg/m³. On a calculé que la valeur de seuil, pour l'exposition quotidienne dans l'industrie à HF, ou à des fluorures à l'état gazeux, est de 5 à 6 mg/m³ [5], mais la plupart des travailleurs absorbent aussi des fluorures d'une autre façon, par exemple dans l'eau de boisson et dans les aliments. Pour fournir une marge raisonnable de sécurité, on a recommandé un maximum de 2 mg/jour de fluorures absorbés dans l'air [1].

Les végétaux sont plus sensibles que les animaux et les êtres humains. De très faibles concentrations en fluorures, 0,015 à 0,04 mg/m³ sont nuisibles aux glaieuls, à certains pins et à certains arbres fruitiers. Faut de posséder des instruments de mesure adéquats, les usines devraient disposer de jardins permettant d'évaluer la pollution par les fluorures dans l'usine et à son voisinage [1].

On sait que certains animaux, tels que les bovins, sont affectés par des concentrations de fluorures dépassant 30 mg/m³. Ici encore, ils absorbent du fluor sous d'autres formes, par exemple, dans les poussières de phosphate qui se déposent sur les feuilles et sur le fourrage. Les bovins peuvent extraire le fluor des particules de phosphates et contracter l'ostéosclérose.

5. Brouillard, émanations et poussière

Nous avons déjà parlé de la pollution par la brume et les émanations provenant des usines d'acide sulfurique. Les usines fabriquant des engrais granulés (NPK, MAP ou DAP) à partir de phosphate naturel, d'acide phosphorique et/ou d'ammoniac, d'acide nitrique et d'acide sulfurique, produisent des effluents gazeux contenant des particules. Les tours de prillage pour l'urée et le nitrate d'ammonium causent de plus en plus de préoccupation dans le voisinage.

Dans les usines fabriquant du SSP, du TSP, du MAP, du DAP et des engrais NPK, tout l'équipement de manutention de solides, y compris les tamis, est normalement balayé par un courant d'air. Les poussières fines, si elles sont sèches, peuvent être collectées par des gaines et envoyées sur des filtres à manches qui éliminent 99 % des particules. Il est plus difficile d'éliminer la poussière et les particules des granulateurs, des sècheurs et des refroidisseurs, où l'humidité et la température des gaz et des particules qu'ils contiennent varient. Pour réduire cette source de pollution, on emploie normalement des cyclones à haut rendement qui éliminent la plus grande partie des grosses particules. Pour éviter la condensation à partir d'un gaz humide pendant son refroidissement, les cyclones doivent être

isolés; ils sont souvent chauffés extérieurement pour maintenir la température du gaz au-dessus du point de rosée. La plupart des particules sont récupérées et recyclées. Dans les unités de granulation, on emploie de plus en plus le lavage: le liquide est recyclé pour accroître sa concentration, puis renvoyé au granulateur. Quand le gaz lavé contient de l'ammoniac, on ajoute au liquide de l'acide sulfurique ou phosphorique pour maintenir le pH au voisinage de la neutralité. Les silos à matières premières (phosphate naturel, potasse, etc.) peuvent être munis de filtres à manches individuels; les poussières recueillies sont renvoyées dans le silo.

Dans les usines d'engrais NPK qui réalisent elles-mêmes les réactions de fabrication, comme c'est le cas le plus souvent pour les nitrophosphates, les effluents gazeux sont d'ordinaire lavés et concentrés, puis renvoyés sous forme de bouillie diluée à la "section humide" du système de réaction.

La poussière et les émanations des tours de prillage ont posé, ces dernières années, un problème sérieux. Le volume d'air ou de gaz en cause est d'ordinaire très important. Tout récemment, après beaucoup de recherches et d'essais dans des usines pilotes, on a mis au point des méthodes adéquates pour réduire les émanations [1, 4, 6].

6. Nitrate d'ammonium

Les émissions des usines de nitrate d'ammonium proviennent de trois sources principales: neutralisation, évaporation et prillage. Dans les deux premiers cas, le volume des émanations est relativement faible et on les élimine par lavage. On augmente la concentration en ajoutant les fines séparées par les tamis. Les matières solides contenues dans la solution de lavage recirculée sont renvoyées au système. Quant au prillage, la plupart des particules produites ont moins d'un micron. Connaissant la température superficielle des prills et la tension de dissociation de l'ammoniac et de l'acide nitrique, on peut calculer les taux de diffusion dans l'air de ces deux derniers composés et, par conséquent, le minimum potentiel des émanations qui se forment (normalement 0,25 kg/tonne de nitrate d'ammonium). Les progrès récents tendent vers un système de collecte par gaines en série avec un filtre Brink, permettant de respecter la réglementation sur les quantités émises, moins de 0,5 kg/tonne, et sur l'opacité [6].

7. Urée

Dans ce cas, la principale source de pollution est la poussière d'urée dans l'effluent des tours de prillage. Pour une production de 1 000 t/j, le

volume d'effluent est de 400 000 à 500 000 m³/h. On sait que le lavage a permis de ramener à 200-300 ng/m³ la teneur en poussière à la sortie des tours, qui était en moyenne de 500 à 1 000 mg/m³. Les chicanes planes agissant par impact sont facilement applicables aux tours à courant d'air naturel. Les particules d'urée sont très petites, moins de 10 microns, et le rendement des cyclones secs est donc médiocre. Des systèmes de dépoussiérage améliorés ont récemment permis de ramener au-dessous de 30 mg/m³, soit 0,3 kg/t de produit, la quantité de poussière d'urée contenue dans l'effluent des tours [4].

Les limites fixées à l'évacuation des particules varient d'un pays développé à l'autre et, dans un même pays, d'un district industriel à l'autre. En République fédérale d'Allemagne, dans la Ruhr, la limite était, jusqu'à tout récemment, 100 mg/m³ pour des cheminées de 90 à 100 m de haut.

Depuis peu, plusieurs nouvelles usines de nitrate d'ammonium et d'urée ont adopté la granulation au lieu du prillage. Le principal objectif était d'améliorer la taille et la résistance du produit, mais réduire la gravité du problème des émanations et de la poussière est aussi un avantage. On obtient un dépoussiérage adéquat par lavage ou au moyen de filtres à manches [7].

On se rend compte que, dans la plupart des usines anciennes il sera difficile de respecter certains des nouveaux règlements. De toute façon, on souligne que les permis de construire ne seront accordés que si les concepteurs des nouvelles usines garantissent que le fonctionnement sera conforme aux prévisions et que les effluents gazeux satisferont aux normes applicables. Il est recommandé que, dans les pays en développement, où, souvent, il n'existe pas de normes nationales, on respecte les directives données dans le présent chapitre pour les projets de nouvelles usines d'engrais.

C. Effluents liquides

Les effluents liquides ou aqueux des usines d'engrais sont en général moins volumineux que les effluents gazeux. Naturellement, si on a recours au lavage pour réduire la pollution, les polluants éliminés des gaz se retrouvent dans le liquide de lavage. A moins qu'ils ne puissent, grâce à une concentration ou une transformation, devenir un sous-produit vendable, ils posent le problème de l'évacuation. Il faut donc étudier chaque cas dans son propre milieu, sans perdre de vue les aspects socio-économiques, avant d'adopter les meilleures méthodes pratiques pour éliminer un polluant. En d'autres termes, la méthode la plus économique n'est pas nécessairement la meilleure solution à long terme du problème. Cependant, la méthode

qui réduit au minimum les coûts pour la société et porte au maximum le bénéfice total est désirable, de toute façon.

1. Engrais azotés et produits intermédiaires

Ammoniac

Les effluents liquides d'une usine d'ammoniac peuvent contenir de l'ammoniac provenant de diverses sources, telles que la condensation de l'excédent de vapeur utilisé dans le reformeur, ce qui est indésirable parce qu'augmentant la demande biologique d'oxygène (DBO).

Aux Etats-Unis, dans certaines usines, on porte le pH de cet effluent au-dessus de 10 et on le strippe ensuite à la vapeur dans une tour. Bien entendu, cela ne peut se faire que dans une zone où l'on considère la pollution de l'air due à l'effluent gazeux comme moins importante. Le procédé consiste à stripper les condensats contenant de l'ammoniac par de la vapeur qui élimine, sous forme gazeuse, l'ammoniac et le dioxyde de carbone. L'eau strippée est ensuite envoyée à un échangeur d'ions où les ions métalliques lourds peuvent être remplacés par des ions d'ammonium. L'eau ainsi purifiée peut servir à alimenter les chaudières. Le strippage à la vapeur peut ramener la teneur en azote ammoniacal à un très faible niveau, 20 à 25 g/m³ (parfois même 10 à 15 g/m³), mais un chiffre d'environ 40 g/m³ est plus courant. Sous pression de 5 atmosphères, on a aussi employé des résines cationiques, destinées à maintenir le dioxyde de carbone en solution, pour purifier les eaux condensées; on peut régénérer la résine par un acide, ce qui donne un sel d'ammonium qu'on recycle.

Dans les usines d'ammoniac où l'on emploie des méthylamines pour éliminer le dioxyde de carbone, les condensats contiennent d'ordinaire des impuretés organiques. Même dans ce cas, on a étudié l'emploi de résines échangeuses d'ions. La résine échangeuse de cations était régénérée par de l'acide sulfurique dilué et le sulfate d'ammonium formé était recyclé. La concentration d'ammoniac dans les effluents aqueux est restreinte par la loi dans de nombreux pays. L'ammoniac et les méthylamines sont nuisibles aux poissons et peuvent faire disparaître leurs écailles en détruisant les couches protectrices de mucus. Au Royaume-Uni, on a appliqué parfois une limite de 10 g/m³ d'azote ammoniacal [2]. Aux Etats-Unis, divers Etats ont fixé le maximum à 1,5 à 2,5 g/m³. Dans les usines d'ammoniac utilisant des matières premières autres que le gaz naturel ou le naphtha, il est probable que les condensats contiennent des substances organiques; les effluents ont alors à la fois une demande biologique d'oxygène (DBO) et une demande chimique d'oxygène (DCO). Il faut

recueillir et traiter les effluents suivant la valeur de la DBO et/ou de la DCO dans une boue activée ou d'une façon analogue, avant évacuation dans les eaux du domaine public. Pour éliminer l'ammoniac par des procédés biologiques, on l'oxyde d'abord en nitrate puis, en ajoutant de l'alcool méthylique comme source de carbone, on ramène l'azote à l'état d'élément. Certaines usines utilisent les eaux usées contenant de l'ammoniac pour irriguer des plantes telles que le *Cynodon dactylon* ("bermuda grass", chiendent pied-de-poule). Les effluents liquides des usines d'urée contiennent de l'ammoniac, du dioxyde de carbone, du carbonate d'ammonium et de l'urée; ils proviennent de la concentration de la solution d'urée par évaporation éclair, ce qui réduit la pression, d'où condensation. Dans certains procédés, une partie de l'ammoniac de l'effluent liquide provient des fuites des joints de pompe.

Les principaux produits de la décomposition de l'urée sont l'ammoniac et le dioxyde de carbone, ils peuvent être recyclés ou strippés vers l'atmosphère. D'après des directives de l'EPA des Etats-Unis, les effluents d'usines ne prillant pas l'urée peuvent contenir au maximum 0,075 kg (valeur quotidienne maximale) et 0,375 kg (moyenne de 30 jours) d'azote organique par tonne métrique d'urée produite [4].

On a mis au point un système de lavage pour les tours de prillage à courant forcé, qui est censé réduire la teneur en urée des effluents à 6 à 12 mg/m³, mais produit une solution aqueuse qu'il faut concentrer sous vide pour récupérer l'urée. Une usine de 1 000 t/j produit 20 à 25 m³/h de condensat contenant 1 000 à 2 000 g/m³ d'urée et jusqu'à 50 000 g/m³ d'ammoniac. Les problèmes écologiques créés par cet effluent vont de la toxicité de l'ammoniac et l'eutrophisation de la nappe d'eau qui le reçoit, car l'ammoniac et l'urée sont des éléments nutritifs pour les algues. On préfère hydrolyser, puis distiller, ce qui donne une solution contenant 50 mg d'ammoniac et 200 mg d'urée par litre, que l'on recycle [8].

Nitrate d'ammonium (y compris l'acide nitrique)

Une usine d'acide nitrique est d'ordinaire adjacente à chaque usine fabriquant du nitrate d'ammonium. Dans la fabrication de cet acide, il n'y a pas, de façon continue, d'effluents aqueux, mais l'on consomme de grandes quantités d'eau de refroidissement pour l'échangeur de chaleur (la contamination de cette eau, qui est évacuée, est étudiée plus loin). Les décharges acides intermittentes provenant des pompes et du reste du matériel peuvent être recueillies dans un puisard de plancher et neutralisées avant évacuation.

On obtient le nitrate d'ammonium en neutralisant l'acide nitrique par de l'ammoniac; ce processus est normalement régulé par le pH et la

réaction est exothermique. Les vapeurs de la solution de nitrate d'ammonium entraînent du nitrate et, après condensation, constituent un effluent polluant. Les émanations sont d'ordinaire lavées; la solution de nitrate obtenue est trop diluée pour que sa récupération soit rentable, mais on peut accroître sa concentration en y ajoutant les fines de tamisage et la poussière provenant de l'unité de prillage, que l'on recycle de façon discontinue en les pompant dans le neutraliseur. On peut aussi recycler les solutions de lavage, après échange d'ions, vers la tour de refroidissement.

Sulfate d'ammonium

On l'obtient en neutralisant l'acide sulfurique par l'ammoniac. C'est une réaction exothermique; les vapeurs produites sont d'ordinaire lavées et, en l'absence de recyclage, l'eau de lavage contient 10 à 100 mg/m³ d'ammoniac que l'on peut diriger vers les égouts (sauf aux États-Unis), mais on peut aussi la recycler et la concentrer suffisamment pour pouvoir la renvoyer au processus. La demande d'engrais azotés à haute teneur a provoqué une forte dépression du marché du sulfate d'ammonium dans les pays développés, mais non dans les pays en développement, en particulier ceux où l'on cultive le riz.

2. Engrais phosphatés

Les engrais phosphatés du commerce peuvent se diviser en deux grandes catégories : ceux dont le phosphate provient seulement du phosphate naturel dont on a augmenté la teneur en P₂O₅ soluble, tels que le superphosphate simple (16 à 22 % d'anhydride phosphorique), ceux pour lesquels on a utilisé l'acide phosphorique pour fabriquer du superphosphate triple (40 à 49 % d'anhydride phosphorique). La fabrication des premiers exige normalement une usine d'acide sulfurique, celle des seconds demande en outre une usine d'acide phosphorique; toutes sont d'ordinaire adjacentes à l'usine d'engrais. Dans les installations produisant des engrais combinés, on fabrique divers engrais NP ou NPK, dont le MAP et le DAP, soit en traitant l'acide phosphorique par l'ammoniac, soit en employant l'une des méthodes au nitrophosphate où le phosphate est d'abord traité par de l'acide nitrique, l'ammoniac et/ou la potasse étant ajoutés ensuite.

Acide phosphorique

La plus grande partie de l'acide phosphorique est aujourd'hui fabriquée par voie humide : le phosphate naturel réagit avec l'acide sulfurique dans un réacteur, avec dégagement de chaleur. Dans les procédés classiques, on emploie un

refroidisseur sous vide pour maintenir une température de 80 C. Ces refroidisseurs agissent normalement par condensation barométrique, ce qui fournit un effluent liquide contenant du P₂O₅ et du fluor, sous forme d'acide fluosilicique. Des effluents contenant les mêmes polluants proviennent aussi du système de lavage du réacteur, des pompes à vide du filtre à gypse et de l'unité de concentration ou d'évaporation de l'acide phosphorique. Dans certaines usines, ces effluents, auxquels on ajoute de la bouillie de gypse, sont envoyés dans un bassin de décantation; les solutions acides clarifiées sont alors recyclées vers le refroidisseur ou le laveur. De nombreuses usines récupèrent de l'acide fluorosilicique vendable à partir des flux les plus concentrés, provenant d'ordinaire de la concentration de l'acide.

Les usines qui sont situées dans des zones industrielles ou qui ne disposent pas de terrain pour un bassin de décantation sont obligées de neutraliser les effluents, en deux stades, par de la chaux. Il en est de même si, éventuellement, les bassins débordent.

Acide sulfurique

Les usines d'acide sulfurique sont des éléments de complexes où l'on fabrique de l'acide phosphorique ou du sulfate d'ammonium. Les effluents aqueux possibles proviennent de débordements ou de fuites de pompes ou de brides. Une usine d'acide sulfurique bien entretenue et bien gérée ne doit donner lieu à aucune décharge acide, ni sous forme d'effluent, ni dans l'eau de refroidissement évacuée.

Superphosphates simple et triple

Les effluents aqueux proviennent des laveurs de gaz et des caves. Les effluents gazeux contenant du tétrafluorure de silicium et de la poussière de phosphates sont lavés par de l'eau ou par des solutions d'acide fluosilicique. Si ce dernier, obtenu comme sous-produit, n'a pas de débouché, à cause de sa teneur trop élevée en P₂O₅, qui ne permettrait pas d'en tirer des produits vendables, les effluents liquides sont traités par de la chaux, ce qui donne du fluorure de calcium pur. L'hydrolyse du tétrafluorure de silicium ne donne pas seulement de l'acide fluosilicique, mais aussi de la silice SiO₂, qui, en général, se dépose dans les appareils et dans les conduites et pourrait provoquer un arrêt de fonctionnement si l'entretien n'était pas régulier. On a obtenu, par lavage à stades multiples, des solutions contenant 15 à 25 % d'acide fluosilicique [4], que l'on vend ensuite pour traitement ultérieur. Des cyclones ou des lits flottants ont été utilisés pour les caves servant au mûrissement du superphosphate triple, qui émettent des volumes considérables de gaz contenant du tétrafluorure de silicium à assez

faible concentration. On préfère des laveurs ne provoquant qu'une chute de pression minimale et consommant très peu d'énergie pour les ventilateurs nécessaires à l'obtention d'un courant d'air.

Engrais composés et engrais NPK

Les effluents liquides des usines fabriquant des engrais granulés et des engrais NPK complexes proviennent, en général, du lavage. Dans la fabrication par voie humide de nitrophosphates, le phosphate naturel réagit avec les acides nitrique et phosphorique; on neutralise ensuite par l'ammoniac. Les effluents aqueux, les déversements et les eaux provenant du lavage des appareils sont d'ordinaire collectés dans des puisards de plancher et recyclés lentement pour ne pas diluer les bouillies avant granulation. Dans certaines usines, on ajoute en même temps la poussière provenant des cyclones de la section de granulation, ce qui augmente la concentration en matières solides des déchets liquides dont, autrement, la récupération ne serait guère rentable.

3. Effluents des chaudières et des tours de refroidissement

Dans la plupart des complexes fabriquant des engrais, ces appareils figurent en général parmi les installations auxiliaires.

Effluents de l'eau des chaudières

Toutes les chaudières doivent être nettoyées avant et pendant leur fonctionnement. On emploie pour cela des solutions acides et alcalines et des détergents spéciaux, que l'on évacue périodiquement. Les effluents sont en général acides et contiennent de l'acide chlorhydrique, de l'acide acétique, du borate de potassium, des inhibiteurs de corrosion par l'ammoniac, des détergents et des phosphates. De plus, toutes les chaudières doivent être régulièrement protégées de l'entartrage et de la corrosion pendant leur fonctionnement. Les déchets qui en résultent sont en général alcalins et contiennent du phosphate trisodique, du carbonate, du sulfite, du nitrate et de l'hydroxyde de sodium ainsi que des détergents. Le nettoyage des tubes et des tambours des chaudières se fait rarement, au cours de l'année, et à des dates en général imprévisibles, tandis que les eaux de purge sont évacuées régulièrement, d'ordinaire une ou plusieurs fois par jour. Il est recommandé d'envoyer les eaux acides et les eaux alcalines dans des bassins de retenue, de les neutraliser et de les envoyer lentement, uniformément et proportionnellement dans le volume bien plus grand d'eau de refroidissement que l'on évacue de façon continue dans une nappe d'eau. Il

faut périodiquement enlever des bassins de retenue le tartre et les matières solides qui se sont déposés.

Eau de refroidissement

L'eau servant à condenser la vapeur d'échappement de la turbine de la centrale électrique, en général de l'eau douce, est normalement refroidie dans une tour, puis évacuée, sans recyclage. La nature et l'importance des problèmes que cela pose dépendent de la nature et de l'emplacement de la nappe d'eau où l'on pourra envoyer l'eau de refroidissement.

Dans le cas de centrales au charbon, cette eau doit dissiper environ 3 300 kcal par kWh d'électricité produite. Souvent, la température de l'eau de refroidissement, au moment où elle est évacuée, est supérieure de 5 à 8 °C à celle de l'eau qui la reçoit. En outre, ces eaux usées contiennent souvent de petites quantités de chlore résiduel (à cause de la nécessité d'inhiber la prolifération de bactéries dans la vase), des algicides, tels que le sulfate de cuivre (surtout utilisé quand les tours de refroidissement sont exposées à la lumière naturelle) et quelquefois des inhibiteurs de corrosion comme le sulfate de chrome ou de sodium. Les mesures à prendre par les usines d'engrais sont : 1) recyclage et/ou réutilisation des eaux de refroidissement; 2) recours aux bassins à pulvérisation ou aux systèmes de dissipation de la chaleur (lacs artificiels destinés aux loisirs ou tuyauteries souterraines de chauffage); 3) suppression des inhibiteurs de corrosion contenant du chrome et/ou d'autres métaux toxiques; protection de l'eau de refroidissement de toute espèce de polluant.

4. Potasse

L'évacuation des déchets liquides provenant du traitement de la potasse est devenue récemment une source de préoccupation avec l'ouverture de nouvelles mines et de nouvelles installations de traitement dans les pays développés.

Le minerai de potasse, après concassage, tamisage et broyage, est séparé des cristaux de sel et des autres impuretés dans des cellules de flottation de construction spéciale, le milieu dispersant étant une saumure concentrée. Le minerai de potasse à haute teneur provenant des dépôts de sylvinite contient environ 20 à 30 % de K₂O (32 à 48 % de KCl), le reste étant constitué par du sel et par d'autres impuretés. La potasse qualité commerciale contient environ 60 à 61 % de K₂O.

Si l'on dispose d'eau de mer pour préparer la saumure, la teneur en sel de l'effluent peut être environ septuple de celle de l'eau. La principale difficulté est de diluer rapidement les effluents concentrés pour descendre au-dessous du niveau de toxicité. On a constaté que, si la teneur en sel

de l'effluent dilué tombe à environ 0,2 % de celle du milieu ambiant à 30 m du point de décharge, c'est-à-dire si les marées provoquent une dilution au centième, il ne se produit aucun accroissement détectable entre une marée et la suivante [9].

La décharge d'effluents dans des cours d'eau par des installations de traitement situées à l'intérieur des terres pose un problème dans les pays développés; les autorités chargées de la réglementation l'étudient actuellement. On peut entasser les déchets dans certains endroits où l'on dispose de l'espace nécessaire, si les précipitations sont faibles (voir chapitre XVIII).

D. Déchets solides

L'évacuation sans danger de déchets ou de sous-produits solides d'une usine d'engrais a toujours été difficile, surtout dans les pays industriels développés. Le phosphogypse est de loin le principal sous-produit de la fabrication d'acide phosphorique par voie humide.

1. Gypse

L'évacuation sans danger ou la récupération du phosphogypse est devenue un problème au cours de la dernière décennie, à cause de la construction d'usines d'acide phosphorique plus importantes. Pour chaque tonne de P_2O_5 produit, il faut évacuer 5 tonnes de phosphogypse.

Dans les pays où l'on peut disposer de terrain à bon marché, le gâteau de gypse du filtre est mélangé avec de l'eau et déversé sous forme de bouillie dans un bassin de décantation, qui peut couvrir plusieurs hectares; une digue permet de retenir le gypse pendant une période de cinq à sept ans. Le bassin reçoit, bien entendu, des bouillies acides; le sulfate et le fluorure de calcium se déposent et finissent par combler le bassin. Il faut avoir soin d'éviter des fuites qui pourraient contaminer l'eau souterraine. Dans les régions où les pluies sont fortes et les pertes par évaporation relativement faibles, si le bassin déborde, il faut neutraliser avec de la chaux, pour la même raison.

Les usines d'acide phosphorique situées en bord de mer y déchargent d'ordinaire leur bouillie de gypse. Le gypse est soluble dans l'eau et sa dissolution est rapide si les courants de marée sont forts. Cette façon de faire a aussi été adoptée par des usines situées à l'intérieur des terres qui évacuent leur gypse au moyen de péniches ou de bateaux à fond ouvrant. Dans beaucoup d'usines, on mélange d'abord le gypse avec de l'eau de mer; il faut environ 100 tonnes d'eau par tonne de

gypse pour une dissolution rapide. Le gypse est aussi soluble dans l'eau douce. Il est également permis de rejeter le gypse dans un cours d'eau si le débit de ce dernier est grand par rapport à la quantité de gypse. La solubilité du gypse dans l'eau de mer est de 3,5 g/l, contre environ 2,3 g/l pour l'eau douce.

Dans les pays sans littoral, plusieurs fabricants d'engrais récupèrent le gypse pour l'incorporer au ciment ou pour en fabriquer des parpaings et des panneaux pour le bâtiment, ou récupèrent le SO_2 à partir du sulfate de calcium, lorsque cette façon de faire est rentable, faute d'autre méthode d'évacuation.

Quand on doit récupérer le gypse, il faut le plus souvent réduire sa teneur résiduelle en P_2O_5 ; c'est pourquoi l'on préfère alors, pour fabriquer l'acide phosphorique, les procédés à deux stades hémihydrate-dihydrate au procédé au dihydrate, car cette teneur résiduelle est habituellement plus faible. Plusieurs pays en développement s'intéressent aujourd'hui à acquérir cette technique et ceux qui doivent importer du soufre espèrent récupérer le SO_2 pour leurs usines d'acide sulfurique [4, 10, 11, 12].

Dans chaque cas, les débouchés possibles pour les sous-produits détermineront la rentabilité et le type du procédé à adopter.

2. Nitrate et carbonate de calcium

Le nitrate de calcium est obtenu comme sous-produit du procédé ODDA de fabrication de nitrophosphate, lorsque les bouillies sont refroidies, après réaction, pour augmenter la solubilité dans l'eau du produit final NPK. Le nitrate qui a cristallisé dans ces bouillies est enlevé par centrifugation, granulé et séché, pour être, soit vendu comme engrais à faible dosage (15 % N et 27 % CaO), soit transformé en nitrate de calcium-ammonium (20 à 26 % N).

Dans certaines usines, on obtient du carbonate de calcium en traitant par l'ammoniac et le dioxyde de carbone le nitrate de calcium sous-produit du procédé ODDA. Si ce carbonate n'est pas réutilisé pour fabriquer du nitrate de calcium-ammonium, on le sépare par filtration et l'on s'en sert pour neutraliser d'autres déchets de l'usine. On peut aussi le vendre ou l'évacuer autrement [13].

3. Anhydride arsénieux

Un autre déchet solide est produit par les procédés Vetrocoke (au carbonate de potassium) pour éliminer le dioxyde de carbone dans la fabrication d'ammoniac. Son volume est faible et

la boue contient 20 % d'anhydride arsénieux. Actuellement, ces déchets sont quelquefois rejetés en mer, ce que l'on considère comme sans danger, mais, si les concentrations sont élevées au point de décharge, cette façon de faire peut tuer les poissons.

4. Catalyseur au vanadium épuisé

On ne peut négliger l'évacuation du catalyseur au vanadium épuisé provenant des usines d'acide sulfurique, parce que les composés de ce métal sont très toxiques. Pour une usine de 1 500 t/j, la quantité est d'environ 20 m³ par an, que l'on enlève d'ordinaire pendant l'arrêt annuel pour entretien. Dans certains cas, le catalyseur épuisé a été enterré dans des endroits où il ne pouvait pas contaminer l'eau souterraine.

E. Tendances de la lutte contre la pollution et de la législation

1. Pays développés

L'industrialisation rapide après la seconde guerre mondiale a exigé une lutte accrue contre la pollution et des mesures fondées sur une législation de l'industrie. L'économie réclamait de plus grandes usines et les concepteurs ont souvent négligé leur impact sur l'environnement. Tant qu'une législation n'était pas promulguée et appliquée, on ne pouvait compter que sur l'auto-discipline des usines d'engrais, ce qui eut pour effet des accidents polluant l'atmosphère dans de nombreuses régions industrielles et la contamination des eaux réceptrices du domaine public, devenues des égouts à ciel ouvert où la faune avait été tuée.

Aux Etats-Unis, le Gouvernement fédéral a créé l'"Environmental Protection Agency" (EPA). Au Royaume-Uni, on a renforcé le corps d'inspecteurs pour traiter ces problèmes dans le cadre du droit civil. Des autorités analogues existent aujourd'hui dans la plupart des pays développés ayant soit une loi dite "sur la pureté de l'air", soit des normes pour la qualité des nappes d'eau du domaine public. Une usine d'engrais implantée au bord d'un cours d'eau ou de la mer a autant de droits et autant d'obligations que tout autre riverain à utiliser l'eau de telle façon que sa qualité ne soit pas modifiée pour ses voisins en aval ou sur la côte. La législation prévoit des contrôles et les inspecteurs peuvent infliger des amendes pour négligence et même fermer une usine pour protéger l'environnement.

2. Pays en développement

L'industrie des engrais est souvent la première industrie lourde établie dans les pays en développement, dont les économies sont surtout agricoles et utilisent des matières premières nationales. Très souvent, on ne dispose pas de personnel qualifié et il faut le former. Les concepteurs se préoccupent d'achever rapidement la nouvelle usine et la formation du personnel tend à la mettre en service aussi vite que possible. On néglige les dégâts possibles à l'environnement dus à un mauvais fonctionnement de l'usine et l'on ignore les règles de la sécurité et du bon entretien. C'est seulement par une discipline stricte et un bon contrôle dès le début du fonctionnement qu'on peut éviter cette erreur. C'est là un aspect de la gestion qu'il ne faut pas négliger et qui peut avoir de sérieuses répercussions sociologiques.

Quand un pays développé crée une nouvelle usine d'engrais, l'implantation choisie peut ne pas être voisine de la source de matière première ou des débouchés. Très souvent, la décision définitive peut être influencée par les disponibilités en main-d'œuvre qualifiée ou par l'existence d'un port ou d'un réseau de transports. Toutefois, on suppose normalement que la main-d'œuvre est mobile. Dans un pays en développement, dont l'infrastructure est inachevée, il est fréquent qu'on ne puisse pas compter sur cette mobilité. Dès qu'on commence à construire une usine ou qu'on la met en service, on crée des villages au voisinage immédiat, à l'intention du personnel; on y est obligé par le manque de transports publics ou par leur coût élevé. L'usine, qui fournit les moyens d'existence de son personnel, devient donc responsable de l'environnement et du bien-être de la communauté. Si cet environnement est altéré parce que les effluents de l'usine polluent l'atmosphère ou si l'on dispose de moins d'eau potable par suite d'une contamination due à l'usine, il est très probable que des difficultés surgiront dans les relations avec le personnel, ce qui n'est certainement pas dans l'intérêt de la gestion et qui freine la réalisation d'un projet viable. Il est inévitable que cela pose des problèmes à tous les intéressés. Pour cette raison, des lois restreignant la pollution ouvrent la voie à des mesures préventives qui guideront et protégeront tant le personnel que la direction au cours des prochaines décennies du développement industriel.

3. Rôle de l'ONUDI

Pour éviter les pièges qui ont été fréquents dans les pays développés et pour guider la création de nouvelles industries dans les pays en développement, il incombe à l'ONUDI, d'aider,

sur le plan technique, les dirigeants de ces industries au stade de la planification. Une répartition impartiale entre le gouvernement, les investisseurs et les concepteurs d'usines d'engrais à implanter dans de nouveaux endroits peut éviter beaucoup d'ennuis à tous les intéressés, dans leur tentative commune.

F. Création, à partir de zéro, d'une usine dans un pays en développement

Lorsqu'on choisit l'implantation d'une nouvelle usine dans un pays en développement, on néglige souvent les considérations mésologiques, ce qui a conduit à la disparition de l'industrie de la pêche dans des ports ou à la destruction de récoltes au voisinage des usines. On choisit normalement l'implantation au voisinage de la source de matières premières, qu'il s'agisse de gaz naturel ou de phosphate naturel. Les engrais sont des marchandises encombrantes, assez bon marché, et toutes les usines orientées vers l'exportation sont implantées près d'un port existant ou sur un cours d'eau navigable. Trop souvent, on a préféré des considérations politiques à une bonne évaluation de l'impact des usines d'engrais sur leur voisinage. Par exemple, une autorité portuaire désire implanter l'usine à côté de son port qui, jusqu'alors, n'avait été utilisé que pour la pêche et la plaisance. Inutile de dire que tant la pêche que le tourisme en souffrent. Dans un autre cas, l'industrie pharmaceutique désire s'implanter à côté d'une usine d'engrais en construction. Même si l'on utilise dans celle-ci les techniques les plus récentes de dépoussiérage et d'épuration des effluents, ces deux industries ne sont pas compatibles au même endroit.

1. Guide des spécifications techniques à imposer aux entrepreneurs

Le choix d'un procédé de fabrication est important du point de vue de l'impact sur le milieu. Bien que la plupart de ceux à utiliser dans les pays en développement soient classiques et aient été longtemps expérimentés dans les pays développés, beaucoup d'entrepreneurs négligent les considérations mésologiques dans les endroits où il n'existe aucune législation sur ce sujet. Pour l'éviter, il faut demander aux soumissionnaires de fournir dans leurs offres des détails quantitatifs et qualitatifs sur les effluents liquides et gazeux, donnant, par exemple, des informations sur la température de l'eau de refroidissement utilisée, au moment où elle quitte l'usine. Les appels d'offres doivent contenir des spécifications sur les limites imposées aux effluents. Les soumission-

naires doivent indiquer la nature de tous les appareils qu'ils ont l'intention d'installer pour réduire la pollution de l'atmosphère et des nappes d'eau, ainsi que les résultats qu'ils en attendent.

Bilans-matières

On demande normalement à l'entrepreneur de fournir un diagramme d'acheminement du procédé et un diagramme des conduites et des instruments de mesure, mais non, en général, un bilan-matières indiquant les pertes et les effluents, à moins que l'appel d'offres ne l'exige. Il est hautement recommandé que, dans l'avenir, cette information doive figurer dans les soumissions, afin de permettre une évaluation de l'impact probable sur l'environnement.

Epuration, à l'intérieur de l'usine, des effluents gazeux et liquides

Cette épuration est essentielle au bon fonctionnement d'une usine d'engrais. Les effluents gazeux doivent être échantillonnés de façon régulière, de la même façon que l'on surveille la fabrication elle-même. Les effluents liquides doivent aussi être échantillonnés de façon continue à l'intérieur de l'usine. Chaque fois que c'est possible, il faut installer des analyseurs enregistreurs continus. Dans toutes les usines, il se produit des déversements et des pannes par suite soit d'une erreur humaine, soit d'une défaillance du matériel. Les déversements sont souvent cause d'une perte considérable de rendement et sont une source de grands dangers, aussi bien pour les nappes d'eau qui les reçoivent que pour le milieu ambiant. A titre de précaution, pour arrêter les déversements dangereux dus à une inadvertance, on peut placer à l'intérieur des limites de l'usine des bassins de retenue qui permettent de neutraliser les déversements acides, avant évacuation. Ceci n'est évidemment pas possible pour les effluents gazeux. Bien qu'on puisse prévoir que leur dilution, surtout dans les régions venteuses, sera plus rapide, leurs effets au voisinage de l'usine peuvent être tout aussi dangereux. Des girouettes, couplées avec des enregistreurs, permettent de déterminer dans quelle direction les polluants évacués se déplaceront.

Les recours à des cheminées de hauteur suffisante aide à la dispersion de ces polluants. Lors de la construction d'une usine, toutes les cheminées doivent être assez hautes pour sauvegarder le voisinage immédiat. La méthode du modèle de diffusion Bosanquet Pearsons [14, 15] permet de calculer la concentration maximale au sol d'un polluant, quel que soit l'emplacement de la source. Toutefois, cette méthode empirique ne fournit qu'une approximation si l'on ne dispose pas de données météorologiques exactes. En règle générale, pour le dioxyde de soufre et les aérosols

légère, la concentration maximale au sol se rencontre sous le vent d'une cheminée à dix fois la hauteur de celle-ci. Pour évaluer la responsabilité des dommages, il est utile de recueillir des données météorologiques telles que pression barométrique, précipitations, etc. Des collecteurs de poussière, judicieusement placés autour de l'usine, sont particulièrement utiles pour les fabriques d'engrais. Ils doivent être mis en place avant construction de l'usine pour déterminer le niveau de base de la poussière dans la zone et permettre ainsi de mesurer l'influence de l'usine après sa mise en service ainsi que pendant une exploitation continue.

2. Enquêtes sur l'environnement

Avant de s'installer

Pendant les années 50, au cours de la période d'industrialisation et de reconstruction qui suivit la seconde guerre mondiale, alors que de nombreux pays développés découvraient de nouveaux débouchés pour leur industrie, les entreprises les plus éclairées eurent soin d'implanter des usines dans des zones principalement rurales. Le choix de l'implantation dépendait de nombreux facteurs, mais l'un d'eux, très important, qu'on ne négligeait pas, était l'environnement.

Les contrôles et les contraintes fixés par la législation n'étaient pas définis quantitativement. Le principe de base de la politique suivie était le concept de "bon voisinage", au sens du droit anglo-saxon.

Les nouvelles usines s'installaient dans une région pour les raisons principales suivantes :

1. Existence de débouchés pour les produits fabriqués;
2. Possibilité de se procurer des matières premières aux meilleurs prix;
3. Disponibilités suffisantes en main-d'œuvre qualifiée;
4. Bonnes communications avec les autres centres d'activités pertinentes;
5. Environnement agréable pour le personnel et les activités communautaires.

Depuis cette époque, on a attaché plus d'importance au point 5. Dans la plupart des emplacements où l'on créait une usine, la nature avait fourni un cours d'eau ou la mer; c'était là un domaine public à respecter, puisqu'il devait être partagé avec des communautés riveraines ayant les mêmes droits que l'industrie. Une enquête sur place permettait aux concepteurs de déterminer facilement les besoins de l'usine. On tenait compte des considérations mésologiques et l'on étudiait la

flore et la faune des cours d'eau ou de la mer [16]. On recrutait des spécialistes, tels que des biologistes et des agronomes, pour étudier la région. On procédait à des dénombrements de plancton dans les eaux en amont et en aval de l'emplacement proposé, afin surtout de déterminer l'habitat naturel et l'état du milieu. Cette méthode scientifique a permis d'obtenir les données voulues sur le niveau de base et, dans certains cas, a mis en relief l'existence d'influences polluantes qui pourraient éventuellement troubler ou accroître les dangers pour l'environnement entraînés par la création d'une nouvelle usine. Ces enquêtes étaient normalement faites sous contrat par des organismes universitaires indépendants. Elles fournissaient des informations importantes aux dirigeants de l'usine et, en même temps, grâce à la publicité locale, créaient dans le public un climat de confiance. Beaucoup de résidents étaient soupçonneux à l'égard des nouveaux voisins, malgré les créations d'emplois et les avantages financiers qu'on prévoyait [17].

Après un an de fonctionnement

Comme chacun sait, créer une nouvelle industrie, souvent dans des zones rurales vierges, pose de très nombreux problèmes de rodage. Lorsqu'on introduit de nouvelles techniques et qu'on forme une main-d'œuvre non qualifiée, cela entraîne beaucoup d'ennuis. Avec un personnel d'encadrement qualifié et une bonne formation des nouveaux venus, ces difficultés peuvent s'aplanir en un an et le fonctionnement de l'usine peut devenir normal.

A ce moment, il importe que les dirigeants établissent un programme d'étude de l'impact éventuel que le fonctionnement de l'usine a eu sur le milieu, et cela, que les autorités réclament ou non des renseignements sur le fonctionnement de la compagnie.

Il faut procéder en amont et en aval de l'usine à une étude sur la faune aquatique et la qualité des eaux, y compris le plancton, le pH, la température, la DBO, la CDO et la teneur en oxygène dissous. Il faut étudier la dispersion des effluents liquides, y compris l'eau de refroidissement; leur impact doit être déterminé quantitativement, non seulement à l'intérieur de l'usine, mais aussi dans son voisinage immédiat. Cette autodiscipline doit guider l'entreprise même avant que des dispositions gouvernementales introduisent des contraintes et des sanctions pénales. Les dirigeants d'une usine, que ce soit dans un pays développé ou dans un pays en développement, doivent établir cette discipline dès le début des opérations et il faut toujours former et encourager le personnel à observer les directives.

La lutte contre la pollution doit incomber aux dirigeants et ne doit pas se limiter aux effluents

liquides, mais s'étendre aussi aux effluents gazeux. Placer des jardins dans des endroits judicieusement choisis, compte tenu de la direction des vents dominants, et cultiver des plantes sensibles aux polluants produits par l'usine, permettent d'apprécier la pollution et de sauvegarder les zones agricoles ou forestières du voisinage. Des stations mobiles d'échantillonnage de l'air, dotées d'analyseurs de SO_2 et d'oxydes de l'azote fonctionnant 24 heures par jour, peuvent fournir des chiffres à cette fin. L'investissement est assez faible: les frais annuels d'exploitation sont à peu près égaux au coût du matériel. Les avantages socio-économiques, tant pour l'usine que pour la communauté, peuvent largement dépasser et justifier, à long terme, les dépenses, sans qu'on essaie même de calculer un rapport bénéfices/coûts; on qualifiera simplement les frais de dépenses "pour se faire bien voir" [18].

G. Aspects économiques du coût de la lutte contre la pollution

Il a toujours été difficile de quantifier le coût des mesures de lutte contre la pollution dans les usines d'engrais. Il est certain que, lorsqu'on construit une usine, il est plus économique de mettre en place dès le début tout l'équipement d'épuration nécessaire pour satisfaire les besoins et respecter les normes officielles. Toute modification d'une usine existante coûtera toujours plus cher et, dans certains cas, entraînera une perte de production. On ne peut établir un rapport bénéfices/coûts que s'il est possible de récupérer de façon rentable un sous-produit. Lors d'une réunion d'un groupe d'experts de l'ONUDI, les participants sont tombés d'accord que le rapport avantages/coûts ne doit pas être évalué de la même façon dans les pays en développement et dans les pays développés [4]. C'est seulement si l'on admet un minimum d'uniformité dans les spécifications concernant

l'équipement qu'on peut arriver à un calcul raisonnable, quoique approximatif, des dépenses qui, pendant les prochaines décennies, seront nécessaires dans le monde pour lutter contre la pollution due à la fabrication d'engrais. Si l'on admet pour cette industrie un taux de croissance annuel d'environ 9%, les dépenses totales dans l'ensemble du monde pour la lutte contre la pollution de l'air et de l'eau pourraient, jusqu'en 1980, approcher 3 à 5 milliards de dollars [4].

Dans un pays développé, il n'est pas rare que l'équipement d'épuration représente 15 à 18% du capital total investi. Le Fertilizer Institute a estimé que les coûts d'exploitation de cet équipement ont ajouté, aux Etats-Unis, environ 3,30 dollars par tonne métrique de N et de P_2O_5 [19].

Aux Etats-Unis, les normes fédérales se fondent sur la "meilleure technologie disponible". L'inconvénient de ce point de vue est qu'il ne permet pas d'évaluer un rapport avantages/coûts. De plus, il ne tient compte ni de l'emplacement, ni de l'importance de l'usine. Par exemple, pour une usine d'acide sulfurique, les normes sont les mêmes, que sa production soit de 20 t/j ou de 2 000 t/j. De plus, la "meilleure technologie disponible" doit vraisemblablement changer avec le progrès technique; la planification est donc difficile. Outre les normes fédérales, les Etats, les comtés et les municipalités peuvent imposer d'autres règles.

Dans la plupart des pays d'Europe, on constate une tendance à une approche plus souple, permettant souvent l'examen individuel de chaque usine [19]. Par exemple, en Norvège, en Suède et en Espagne, il n'y a pas de limite légale générale aux émissions, les limites autorisées sont fixées séparément pour chaque usine. Les évacuations autorisées dans les cours d'eau peuvent varier suivant les caractéristiques de ceux-ci. Dans certains pays, les normes varient suivant le type de l'usine.

Références

1. Whalley, I. 1976. "The Environment Impact of Gaseous Emissions from the Manufacture of Fertilizers", *Proceedings of the Fertiliser Society*, (London), No. 156, p. 57-102.
2. "UK Symposium Examines Fertilizer Industry Pollution." 1976. *European Chemical News*, 28(734):22.
3. Bennett, F. W. and B. C. Spall. 1976. "A Review of Effluent Problems in Fertilizer Manufacture", *Proceedings of the Fertiliser Society* (London), No. 156, p. 5-54.
4. ONUDI, 1974. Lutte contre la pollution dans les usines d'engrais. Document ID/140, rapport de la réunion d'un groupe d'experts, 26-31 août, Helsinki (Finlande).
5. Hodge, H. C. and F. A. Smith. 1970. "Air Quality Criteria for the Effects of Fluorides on Man", *Journal of Air Pollution Control Association*, 20:226.
6. Stover, J. C. 1976. "Control of Ammonium Nitrate Prill Tower Emission", The Fertilizer Institute Environmental Symposium, New Orleans, Louisiana.

7. Waggoner, D. R. 1975. *Granular Urea: Advantages and Processes*. IFDC Technical Bulletin T-1, International Fertilizer Development Center, Muscle Shoals, Alabama 35660.
8. Lagana, M. et M. Pascarella, 1975. Comment SNAM-Progetti a résolu les problèmes que lui posèrent ses usines d'urée. Chem/Sem3/R.14. Séminaire de la Commission pour l'Europe des Nations Unies sur les aspects techniques de l'industrie des engrais, 11-15 août 1975, Helsinki (Finlande).
9. Carter, L. 1976. "The Effects of Waste Chemicals from Manufacture of Fertilisers on the Marine Environment", *Proceedings of the Fertiliser Society* (London), No. 156, p. 103-121.
10. Foerster, H. J. 1972. *Chemie-Ingenieur-Technik* (Berlin), 44(16):969-972.
11. Allen, M. 1975. "Conversion of Byproduct Gypsum to Hemihydrate by ICI Process", *Phosphorus and Potassium*, 78:42-44.
12. Procédé Rhône-Poulenc, 1975. Rhône-Poulenc S.A. 25, quai Paul Doumer, 92408 Courbevoie (France).
13. "Kampko—Nitro Process for Manufacture of Compound Fertilizer." 1966. *Phosphorus and Potassium*, 21:22-26.
14. Bosanquet, W. F. Carey, and E. M. Halton. 1950. "Dust Deposition from Chimney Stacks", *Proceedings of the Institution of Mechanical Engineers* (London), 162(335).
15. Thomas, M. D., G. R. Hill and H. N. Abersoldy. 1949. "Dispersion of Gases from Tall Stacks", *Industrial Engineering Chemistry*, 41(11):2409-2417.
16. Patrick, Ruth. 1950. "A Proposed Biological Measure of Stream Condition", *Sewage and Industrial Waste*, 22-926-928.
17. Hedgepeth, L. L., A. J. Gabaccia, C. G. Mauriello, and H. W. Senn. 1958. "Planning a Waste Survey", *Sewage and Industrial Waste*, 30(11).
18. Streight, H. R. L. 1958. "Air Pollution Control at a Nylon Intermediates Plant", *The Engineering Journal* (Canada), 69-78.
19. Johnson, Karl T. 1977. "Pollution Control in Fertilizer Industry—World Experience", Paper presented at Joint FAO-IFDC Seminar, December 1-3, New Delhi, India.

XXIV. Planification de la création ou du développement d'une industrie des engrais

A. Introduction

Nous avons souligné, dans les chapitres II et III, la nécessité d'accroître beaucoup la production et l'emploi d'engrais dans les pays en développement, due à ce qu'il faut augmenter la productivité agricole pour satisfaire les besoins de plus en plus grands d'aliments et de fibres textiles et pour exporter davantage de produits agricoles, source de devises étrangères.

Beaucoup de pays assez peu expérimentés construiront de nouvelles usines d'engrais; d'autres, qui ont quelque expérience, multiplieront par un coefficient élevé la production et l'emploi. Il est clair que le succès de ces entreprises dépendra de leur planification.

Les pays en développement varient beaucoup quant à leur taille, leur population, leur potentiel agricole, leur degré de développement, leurs ressources en matières premières, etc. Il est donc en fait impossible d'établir aucun plan de développement qui soit utile à tous. Le but de ce chapitre est de suggérer quelques directives générales et de souligner certaines difficultés que l'on rencontre pour planifier un système de production et de distribution d'engrais. Nous insisterons sur la planification en vue de satisfaire les besoins d'un pays ou d'une région, mais nous parlerons aussi de la planification en vue d'exporter des matières premières, des produits intermédiaires et des engrais.

Deux conditions préalables d'une bonne planification sont, d'une part, une évaluation exacte des besoins présents et futurs du pays, d'autre part, une connaissance détaillée de ses ressources, en particulier des matières premières pouvant servir à fabriquer des engrais et de l'infrastructure nécessaire pour l'industrie. Malheureusement, il est souvent difficile de les définir avec quelque certitude.

B. Estimations de la demande et des besoins

On peut supposer que le gouvernement d'un pays a certains objectifs pour son agriculture: fournir assez de cultures vivrières des catégories voulues pour nourrir sa future population estimée;

satisfaire les besoins en produits non alimentaires tels que le caoutchouc, le coton, la laine, le chanvre, etc.; ne pas négliger les cultures commerciales permettant d'exporter les produits pour lesquels le pays jouit d'avantages naturels. Si l'on dispose d'informations agronomiques suffisantes, on peut d'ordinaire évaluer approximativement la quantité et la nature des engrais nécessaires pour cela. Les engrais ne sont qu'un des facteurs dont dépend l'atteinte des objectifs de la production agricole (voir chapitre III); la fiabilité de l'estimation dépendra donc du degré d'exactitude de l'estimation des autres besoins et du degré auquel l'ensemble du plan sera appliqué.

Les estimations gouvernementales des besoins et des objectifs tendent à être optimistes, car elles expriment ce que le gouvernement espère réaliser, non ce qu'on peut prévoir de façon réaliste. Pour planifier la production d'engrais, il peut être préférable de s'appuyer sur les estimations de la demande effective, à moins qu'on puisse raisonnablement supposer que la production excédentaire sera absorbée par les exportations.

Un problème difficile, dont on n'apprécie pas toujours l'importance, est l'estimation de la nature des engrais qui seront nécessaires dans l'avenir. On dispose d'ordinaire de données sur la réponse des principales récoltes à chacun des éléments nutritifs primaires et parfois aux éléments secondaires, mais, si l'on emploie de façon continue un ou deux de ces éléments, il peut y avoir une déficience de plus en plus marquée d'autres éléments nutritifs. Par exemple, les pays en développement n'utilisent souvent, au début, que des engrais azotés, parce que, du point de vue économique, c'est l'azote qui fournit la plus forte réponse. Au bout de plusieurs années, la quantité de phosphore (par exemple) existant dans le sol a disparu, au point que la réponse à l'azote diminue. Quand on utilise pendant plusieurs années à la fois l'azote et le phosphore, d'autres éléments, tels que K, S, Zn ou Mg peuvent devenir les facteurs limitants. On peut et on doit prévoir autant que possible ces besoins, d'après les données fournies par des essais de longue durée.

Il faut choisir l'engrais en tenant compte du coût probable. Par exemple, si l'efficacité du phosphate naturel moulu est de 80 à 90% du superphosphate triple, mais s'il coûte moitié moins

cher, il peut être préférable. S'il est probable qu'on aura besoin de soufre, il peut être plus rentable de le fournir sous forme de superphosphate simple ou enrichi, de sulfate, de sulfate-nitrate ou de phosphate-sulfate d'ammonium, ou d'engrais composés dans lesquels on peut faire varier la teneur en soufre d'après les besoins de l'agriculture. Souvent, le choix peut être influencé par les disponibilités en matières premières et en autres ressources. Par exemple, si l'on dispose de phosphate naturel, de magnésium et d'hydro-électricité ou de combustible bon marché, le phosphate de calcium-magnésium fondu peut être préférable, en particulier si sa teneur en magnésium et sa valeur alcalinisante sont utiles du point de vue agronomique. Les avantages des phosphates d'ammonium ont été énumérés dans le chapitre XVII. Bref, l'engrais doit être choisi par un groupe d'agronomes, d'ingénieurs et de spécialistes de la commercialisation, afin de déterminer le moyen le plus économique de fournir *tous* les éléments nutritifs nécessaires, au niveau de la ferme, tout en utilisant au mieux les ressources nationales. La décision prise peut être l'une ou l'autre forme de compromis entre l'efficacité agronomique et le coût ou entre les coûts de production et de distribution.

C. Commercialisation

La commercialisation, qui comprend la distribution, le stockage à l'échelon régional et à l'échelon local et les ventes au détail, est une partie très importante de la planification que l'on néglige trop souvent, en supposant que si l'on produit une quantité suffisante d'engrais, il parviendra, d'une façon ou d'une autre, aux fermes. Une étude détaillée de la commercialisation sortirait du cadre de ce manuel et pourrait fort bien faire l'objet d'un autre manuel.

Beaucoup de pays en développement ont de très mauvais réseaux de transports, qui sont déjà surchargés. Dans certains pays sans littoral et dans certaines régions reculées de grands pays, le coût du transport dépasse de loin le coût de production des engrais; dans ce cas, de petites usines locales utilisant les ressources disponibles dans le voisinage peuvent être préférables. Par exemple, en Chine, de nombreuses petites usines d'engrais azotés et phosphatés aident à satisfaire les besoins de nombreux districts et diminuent ainsi la charge des moyens de transport. Un article récent a suggéré que de petites usines locales d'engrais azotés pourraient, dans certains cas, être plus rentables que les grandes, si l'on tient compte de tous les coûts [1]. De toute façon, il devrait être évident qu'il faut insister sur la réduction au minimum du coût *franco*, non du coût à l'usine.

Pour commercialiser la production d'une grande usine, il est essentiel d'établir un système logistique assurant que les cultivateurs disposeront, au moment voulu, de la quantité voulue d'engrais de la nature voulue. Pour planifier un tel système, il faut d'abord estimer en détail les besoins de chaque région et de chaque district: nature des engrais nécessaires, quantités et date d'utilisation de chacun d'eux. Quand on dispose de ces informations, on peut créer, pour la distribution, un système de centres de région et de centres de district disposant chacun d'installations de stockage adéquates et l'on peut établir la liste des points de vente au détail existants ou à créer. Il faut planifier le transport des engrais vers les centres de distribution et en établir le calendrier de façon à utiliser au mieux les installations existantes et à en créer le cas échéant.

D. Ressources naturelles

Un inventaire détaillé des ressources naturelles d'un pays est utile pour planifier une industrie des engrais. Malheureusement, la plupart des pays en développement et de nombreux pays développés connaissent mal leurs ressources naturelles. Comme une exploration approfondie est très coûteuse, il n'est pas étonnant que, pour une grande partie de la croûte terrestre, la composition minéralogique soit fort mal connue. Bien entendu, l'exploration a principalement porté sur la recherche des produits les plus précieux. De nombreuses matières premières de la fabrication d'engrais ont une assez faible valeur sur le marché mondial, mais peuvent être très utiles à un pays planifiant une industrie des engrais. Par exemple, il n'est pas facile au prospecteur inattentif de reconnaître le phosphate naturel, et, jusqu'à ces derniers temps, sa valeur ne suffisait pas à stimuler une exploration intensive. La pyrite et la houille sont plus faciles à reconnaître, mais leur valeur ne suffit pas à justifier une exploration étendue, à moins qu'il ne s'agisse de gisements de bonne qualité, bien placés. Le gaz naturel lui-même n'a pas été très recherché, sauf dans les régions consommatrices; la plupart des gisements ont été découverts par des prospecteurs recherchant le pétrole.

Bien que les plans à court terme doivent se fonder sur les ressources actuellement connues, chaque pays devrait établir des plans à long terme en vue de recueillir autant d'informations que possible sur ses ressources minérales. Parmi les ressources naturelles non minérales qui peuvent être utiles figurent le potentiel hydro-électrique, l'eau et les voies navigables et les ports pouvant servir au transport de matières premières et d'engrais.

E. Types d'usines d'engrais

Quand on planifie une industrie des engrais, la première décision à prendre est de construire ou non une nouvelle usine et, si oui, de quelle espèce. Cette décision doit se fonder sur des estimations réalistes de la demande ou des besoins présents et futurs du marché. Si l'on a l'intention d'exporter une partie de la production, il faut examiner, à l'échelon du monde ou de la région, l'offre et la demande pour déterminer dans quels pays le produit pourrait être concurrentiel et de quelle nature serait le marché dans ces pays. Au sujet des exportations, il serait bon de faire quelques recherches, peut-être au niveau gouvernemental, pour connaître les projets et les politiques des pays importateurs éventuels. Ces données sont nécessaires pour établir que l'importation sera vraisemblablement acceptable pour eux. L'une ou l'autre forme d'accord commercial pourrait être avantageuse pour les pays intéressés.

Quand on ne prévoit de produire que pour la consommation nationale, le type d'usine dépend du marché estimé. Nous allons donner à ce sujet des directives générales qui peuvent souffrir de nombreuses exceptions. Si le marché n'atteint pas 5 000 t/an d'engrais, il est peu probable qu'aucune installation soit justifiée en dehors de celles nécessaires pour recevoir et distribuer des engrais en sacs. Pour des volumes compris entre 5 000 et 25 000 t/an, on peut envisager de recevoir les engrais en vrac et de les ensacher; on peut aussi penser à une petite installation de mélange en vrac si l'on a besoin de formules spéciales qu'on ne pourrait importer qu'à un prix beaucoup plus élevé que celui de leurs constituants.

Si la demande est comprise entre 25 000 et 100 000 t/an, on peut envisager le mélange en vrac ou la granulation. Dans ce dernier cas, on peut importer des produits intermédiaires tels que l'acide phosphorique, le phosphate monoammonique en poudre, l'ammoniac ou des solutions qui en fournissent, des sels de potassium et de l'urée; la production dans le pays de superphosphate peut être intéressante si l'on dispose d'acide sulfurique et/ou de phosphate naturel.

Dans l'intervalle 100 000-300 000 t/an, la fabrication de certains types d'engrais est à envisager si la situation est favorable du point de vue des matières premières. Enfin, si la demande totale dépasse 300 000 t/an, il peut y avoir intérêt à fabriquer de l'ammoniac, de l'urée et de l'acide phosphorique, mais le fait que la demande probable suffit à utiliser la production d'une grande usine ne garantit pas que le projet sera rentable. Par exemple, si un pays ne dispose ni de phosphate naturel, ni d'acide sulfurique, il peut ne pas être rentable de fabriquer de l'acide phosphorique, à moins qu'on ne puisse se procurer ces matières premières à bon marché. De même, si un pays ne

dispose pas des matières premières nécessaires pour fabriquer de l'ammoniac, la production de celui-ci et d'engrais azotés peut être plus coûteuse que l'importation. D'autre part, pour des pays sans littoral où l'importation est très onéreuse et qui disposent de matières premières, il est fréquent que d'assez petites usines soient rentables. Pour toutes ces raisons, il faut étudier individuellement chaque situation et on peut s'attendre à de nombreuses exceptions aux directives générales ci-dessus.

Quand la production est surtout destinée au marché national, la planification doit être étroitement intégrée aux plans et objectifs des secteurs agricole et industriel. Des estimations réalistes des besoins futurs deviennent extrêmement importantes. Si la demande est surestimée, l'usine sera trop grande et le coût de production sera élevé à cause de la sous-utilisation de la capacité. Si l'on estime que, dans un avenir assez lointain (10 à 20 ans), la demande suffira pour une production à une échelle rentable, il peut être préférable de faire figurer la construction d'une usine dans un plan à long terme, non à court terme.

Le choix du ou des produits est important. Dans les chapitres précédents, nous avons parlé de certains facteurs dont il faut tenir compte pour choisir un engrais azoté ou phosphaté. Ce choix n'est pas simple, car il dépend, non seulement du coût prévu de la production, mais aussi de celui de la distribution et de l'efficacité agronomique des produits pour les utilisations prévues. Cette dernière dépend, entre autres, de la façon dont les cultivateurs utiliseront les produits. Il est possible de modifier, par l'éducation, les méthodes des paysans, mais il ne faut pas supposer qu'ils utiliseront chaque produit de la meilleure façon, à moins qu'on ne prévoie un programme efficace permettant d'obtenir ce résultat.

Le plus souvent, il est à conseiller de produire plusieurs espèces d'engrais composés, destinés à l'application de fond pour divers sols et diverses récoltes, ainsi que des engrais azotés simples pour application supplémentaire pendant la croissance. Dans certains cas, on peut ne commercialiser que des engrais simples, à appliquer séparément par les cultivateurs, mais il est probable que l'éducation de ceux-ci et le calendrier de la distribution poseront plus de problèmes.

Il sera souvent avantageux de produire et/ou de commercialiser différentes espèces d'engrais pour satisfaire les besoins de récoltes ou de régions différentes ou pour profiter de situations locales. Par exemple, l'urée peut être préférable pour le riz, le sulfate d'ammonium pour le thé et le nitrate d'ammonium pour le blé, suivant les caractéristiques des sols, les méthodes de culture, etc. L'ammoniac anhydre ou l'ammoniaque peut

convenir fort bien pour de grandes exploitations, mais être pratiquement inutilisable par les petites. Le phosphate naturel moulu peut être le plus économique sur certains sols acides, les phosphates solubles étant préférables pour des sols neutres ou calcaires. La meilleure source de potassium est d'ordinaire le chlorure, mais des sources exemptes de chlore peuvent lui être supérieures pour certaines récoltes (tabac, pommes de terre, raisins) ou pour certaines régions où une accumulation nuisible de chlorures est vraisemblable. Il faut comparer les frais supplémentaires éventuels qu'entraîne la fourniture de produits différents pour des besoins différents, d'une part, les bénéfices à prévoir, d'autre part.

Il arrive que, dans certaines régions, les besoins puissent être satisfaits en partie par des produits à faible dosage qui y sont moins coûteux, tels que le phosphate naturel moulu provenant de gisements voisins, le sulfate ou le chlorure d'ammonium obtenus comme sous-produit par une usine de la région ou des sols de potassium à faible dosage fournis par des saumures ou des minerais. La Chine a fait grand usage du principe d'utiliser au maximum les ressources locales, ce qui permet de réduire les problèmes posés par les transports, en particulier pour les régions les plus reculées.

Création du système de commercialisation et de distribution

Ce système est tout aussi important que le système de production et doit recevoir une attention égale. La planification des deux systèmes doit être étroitement intégrée. Parfois, la meilleure coordination est obtenue en chargeant de l'un et de l'autre une organisation unique. Dans d'autres cas, il est préférable d'intégrer le système de commercialisation et les organismes de production agricole qui planifient aussi la commercialisation et la distribution ou l'exportation des produits. Quelle que soit la nature du système de commercialisation choisi, il doit être étroitement intégré au plan de fourniture des engrais (en les fabriquant ou en les important).

Le système de commercialisation comprend d'ordinaire les installations nécessaires pour stocker les engrais dans des entrepôts de région, de district ou de petite localité. Lorsque les moyens de transport sont inadéquats, on peut aussi être obligé d'inclure dans le système de commercialisation des camions, des wagons de chemin de fer ou de péniches, qui peuvent aussi servir à transporter des céréales ou d'autres produits agricoles vers les marchés. Dans de nombreux pays en développement, l'un des problèmes les plus pressants est l'amélioration de l'infrastructure, en particulier des moyens de transport : chemins de fer, routes,

voies navigables, ports, etc., qui sont essentiels pour la commercialisation des engrais et de la production agricole accrue ainsi que pour le développement de l'ensemble du pays. Il semble futile de construire de grandes usines d'engrais quand l'infrastructure ne permet pas de distribuer leur production. Le développement de l'infrastructure peut fort bien être une tâche si énorme que, dans certains cas, il serait plus pratique et plus économique de construire de nombreuses petites usines.

F. Politique gouvernementale

Dans la plupart des pays en développement, il est peu probable qu'on réussisse à créer un système efficace de production et de commercialisation d'engrais si le gouvernement n'accorde pas à ce problème une priorité élevée et ne prend pas les mesures nécessaires pour en accélérer la résolution. C'est ce qu'il faut faire dans les pays qui ont un bon potentiel agricole, en particulier si la fourniture d'aliments est difficile. Un rapport récent de l'IFDC examine le rôle des mesures gouvernementales pour promouvoir une industrie des engrais efficace [2]; nous en avons donné un bref résumé dans le chapitre I.

G. Législation et réglementation gouvernementales

Dans les pays développés et dans certains pays en développement, la plupart des gouvernements ont promulgué des lois et édicté des règlements qui fixent des normes de qualité pour les engrais, afin d'assurer que les cultivateurs puissent disposer de produits de qualité satisfaisante, qu'ils sachent ce qu'ils achètent et qu'ils en aient pour leur argent. Une publication de la FAO, "Fertilizer Legislation", étudie cette question et donne quelques exemples [3]. La plupart des règlements concernent des questions telles que le respect des dosages garantis, avec certaines tolérances, la garantie de poids, l'indication des sources des produits, la liste des qualités et des éléments nutritifs autorisés, les méthodes d'échantillonnage et d'analyse. La plupart de ces lois spécifient aussi les pénalités, telles qu'amendes ou retrait d'autorisation, en cas de violation des normes édictées. La plupart des pays développés ne cherchent pas à préciser les propriétés physiques des engrais, car les cultivateurs peuvent juger par eux-mêmes si elles conviennent pour le but qu'ils désirent atteindre et, s'ils ne sont pas contents, ils peuvent acheter ailleurs. Dans certains pays en développement, il n'est pas rare que les cultivateurs n'aient pas le choix et les gouvernements

peuvent préférer des normes minimales d'état physique pour assurer que le produit est utilisable.

De toute façon, il importe que les gouvernements édictent et fassent respecter des règlements pour protéger les cultivateurs et les commerçants honnêtes contre les pratiques frauduleuses et les produits inférieurs et pour fournir des informations adéquates sur la quantité et la qualité des engrais et sur leur teneur en éléments nutritifs. Ces règlements ne doivent pas être si restrictifs qu'ils interdisent la vente de produits bon marché tels que les scories basiques ou le phosphate naturel moulu, mais doivent exiger la fourniture d'informations complètes sur leur valeur.

H. Implantation des usines

Choisir un emplacement pour une usine d'engrais est une chose importante et l'on n'y apporte pas toujours l'attention nécessaire. On cherche d'ordinaire à choisir une implantation qui réduira au minimum le coût moyen des produits livrés aux points de vente au détail. Il peut y avoir d'autres objectifs d'ordre social ou d'ordre politique, tels que créer des emplois dans une région souffrant du chômage. D'autre part, du point de vue national, on a tendance à préférer les implantations dans le pays, pour des raisons de sécurité politique, d'économie de devises étrangères et de création d'emplois. Tous ces objectifs sont légitimes et il faut leur attacher le poids qu'ils méritent, mais non davantage, de crainte que les cultivateurs ne puissent utiliser les produits obtenus, parce que trop chers.

En général, on fabrique de préférence les produits à haut dosage près de la source de matière première, ceux à faible dosage dans les zones de consommation. Un exemple classique est le fait que les phosphates à haut dosage (TSP, DAP, etc.) sont d'habitude fabriqués dans une grande usine près d'une source de phosphate naturel et/ou de soufre, tandis que le superphosphate simple, à faible dosage, l'est plus souvent dans de petites usines dans les régions consommatrices. La raison en est, évidemment, de réduire le coût total des transports. De même, les usines d'ammoniac utilisant le gaz naturel sont le plus souvent raisonnablement voisines de la source de gaz, bien que le transport de celui-ci par pipeline soit assez bon marché pour permettre une certaine latitude dans le choix de l'implantation. L'autre solution, transporter l'ammoniac par pipeline, est intéressante, sauf lorsque le produit final désiré est l'urée. Les usines produisant l'ammoniac à partir du charbon sont en général raisonnablement voisines du charbonnage, mais celles employant le naphta ou le mazout sont le plus souvent près d'une raffinerie de pétrole. Les

fabriques d'engrais composés employant surtout des produits importés sont souvent dans un port; lorsqu'elles partent de produits intermédiaires d'origine nationale, elles sont souvent au voisinage de la source de ceux-ci, bien que, dans de nombreux cas, il soit avantageux de les implanter dans les régions consommatrices.

Dans les pays où les moyens de transport sont médiocres ou inadéquats, on peut envisager l'alternative: une seule grande usine ou plusieurs petites implantées dans des régions consommatrices. Il est clair que le coût de production sera moindre dans la grande usine, si elle fonctionne à sa capacité nominale ou presque, et que les consommateurs du voisinage en profiteront. Toutefois, il n'est pas facile de déterminer la solution qui conduira au prix franco moyen le plus bas, en particulier quand le système de distribution exige de grandes améliorations de l'infrastructure, dont le coût est énorme et peut, dans de nombreux pays en développement, dépasser de beaucoup les possibilités nationales dans l'avenir prévisible; il est difficile de déterminer quelle proportion de ce coût est attribuable à la distribution des engrais.

On peut sans doute affirmer que la possibilité de petites usines d'ammoniac et d'urée ou de petites usines d'ammoniac fabriquant d'autres produits finaux n'a pas reçu l'attention qu'elle mérite, en particulier pour des régions reculées ou pour les grands pays où les transports posent des problèmes difficiles. Trop souvent, les planificateurs acceptent comme évident qu'il existe un minimum de rentabilité, par exemple 1 000 \$ pour un complexe ammoniac-urée, et qu'on ne peut envisager une usine plus petite. L'idée de petites usines locales deviendrait plus intéressante si l'on avait établi un plan normalisé et si les pièces de rechange étaient facilement disponibles.

Outre le transport des matières premières et des produits, il faut considérer, dans le choix d'une implantation, de nombreux autres facteurs. La plupart des usines ont besoin de beaucoup d'eau de pureté raisonnable et la sûreté de l'approvisionnement est très importante. Il faut penser à éviter la pollution (voir chapitre XXIII); on peut réduire le problème en choisissant un endroit où l'évacuation des effluents liquides et gazeux et des déchets solides coûte le moins cher possible. On peut avoir besoin d'espace pour les bassins de traitement des effluents liquides. Il est possible d'évacuer certains déchets, sans grands frais et en toute sécurité, dans la mer ou dans de grands cours d'eau, en prenant les précautions voulues pour éviter des accumulations locales.

On peut réduire les frais de préparation du site en choisissant un emplacement raisonnablement plan, dont le sol et le sous-sol sont solides,

mais quelquefois cet avantage est détruit par le fait que d'autres facteurs exigent une préparation poussée du site. L'existence sur place d'une main-d'œuvre possédant ou pouvant acquérir les qualifications voulues est un élément important. A ce sujet, le choix d'un emplacement dans une zone où le personnel trouvera la vie agréable n'est pas négligeable. S'il faut construire une usine dans un endroit reculé ou dans un milieu hostile tel qu'un désert, une jungle ou une région froide, il faudra dépenser beaucoup pour créer des conditions de vie confortables et, en général, pour attirer et conserver un personnel compétent, les rémunérations devront être beaucoup plus élevées.

Nous avons parlé de l'infrastructure à propos des moyens de transport : routes, chemins de fer, voies navigables, ports, aéroports, etc. Leur existence ou leur inexistence aura une influence considérable sur les coûts de la construction. L'existence sur place de services auxiliaires tels qu'un réseau électrique fiable peut être utile.

Planifier à l'échelon régional peut réduire beaucoup les coûts de construction, de production et de distribution. Les frontières des pays coïncident rarement avec celles de régions économiques

logiques et peu de pays peuvent atteindre une autosuffisance complète.

Souvent, le choix de l'implantation peut être influencé par celle d'autres entreprises industrielles. Dans de nombreux cas, celles-ci peuvent fournir des matières premières pour la fabrication d'engrais et *vice versa*. Par exemple, les raffineries de métaux peuvent fournir de l'acide sulfurique pour la production d'engrais phosphatés ou de sulfate d'ammonium; les raffineries de pétrole peuvent être sources de matières premières pour l'ammoniac; le sulfate d'ammonium est un sous-produit de nombreuses industries; on peut fabriquer de façon rentable le chlorure d'ammonium en même temps que la soude Solvay. Inversement, l'ammoniac et l'urée sont utiles pour l'obtention de matières plastiques et de fibres synthétiques; la fabrication de méthanol peut être intégrée à celle de l'ammoniac et le gypse, sous-produit de la fabrication d'acide phosphorique, peut être ajouté au ciment pour réguler sa durée de prise. En dehors de l'échange de produits, le fait de grouper des usines sous forme d'un complexe industriel a l'avantage qu'on peut partager de nombreux éléments d'infrastructure et d'équipement lourd.

Références

1. Cima, F., P. Casarin and A. Viglietto. 1977. "Small-Scale Urea Plants at Farmer's Site with Snamprogetti Integrated Process", *Chemical Age of India*, 28(11):953-965.
2. *Suggested Fertilizer-Related Policies*. 1977. IFDC Technical Bulletin T-10, International Fertilizer Development Center, Muscle Shoals, Alabama.
3. Mylonas, Denis M. 1973. *Fertilizer Legislation*. Bulletin des sols n° 20, Organisation des Nations Unies pour l'alimentation et l'agriculture (FAO), Rome.

XXV. Fabrication des engrais : le point de vue économique

Dans les chapitres précédents, nous avons examiné, sous l'angle économique, la fabrication des principaux engrais et nous avons donné, à titre d'exemple, des estimations du capital à investir, des coûts de production et des prix de vente départ usine. Le but du présent chapitre est de réunir ces informations en un texte unique, pour plus de commodité, et pour combiner certaines des informations concernant les complexes où le produit d'un processus devient la matière première du suivant, par exemple les complexes ammoniac-urée et les complexes acide sulfurique-acide phosphorique-phosphate diammonique.

A. Hypothèses de base des estimations des coûts de construction

Comme nous l'avons expliqué dans le chapitre VI, il y a trois types courants d'estimations du coût : aux limites des batteries, coût clés en main et coût total du projet. Le premier peut d'ordinaire être fixé avec une assez bonne précision, une fois qu'on a choisi le procédé et l'implantation. Dans ce chapitre, nous prendrons comme base le coût aux limites des batteries dans une zone industrielle d'un pays développé, souvent la partie américaine de la côte du golfe du Mexique, où il existe de nombreuses usines d'engrais phosphatés et azotés; toutefois, certaines données viennent de sources européennes, mais alors les fluctuations de la valeur du dollar par rapport aux monnaies européennes introduisent un élément supplémentaire d'incertitude. La plupart des chiffres sur les coûts concernent 1977 ou 1978, quelques-uns 1976. Certaines des données sur 1976 et les années précédentes ont été amenées aux niveaux de 1978 au moyen de l'indice du coût des usines (Plant Cost Index), publié dans tous les numéros de *Chemical Engineering*.

Pour obtenir le coût clés en main dans un pays développé, il faut, sauf indication contraire, multiplier par 1,5 le coût aux limites des batteries. Le coût clés en main est utilisé dans les estimations pour calculer les coûts de production liés au capital. Il comprend normalement tous les services auxiliaires nécessaires au fonctionnement ainsi

que les installations de stockage pour une quantité normale de matières ou de produits intermédiaires, mais non de produits finis. Par exemple, on suppose que l'ammoniac et les acides phosphorique, sulfurique et nitrique sont les produits intermédiaires qui seront utilisés sur place. Toutefois, nous avons étudié séparément le coût des installations de stockage dans les terminaux de réception ou d'expédition d'ammoniac ou d'acide phosphorique, respectivement dans les chapitres VII et XIII. Le coût clés en main ne comprend pas celui d'installations de stockage suffisantes pour les matières premières lorsque celles-ci doivent être importées dans de grands navires, ni les installations portuaires.

Dans le présent chapitre, nous ne chercherons pas à estimer le coût total du projet ni le coût dans un pays en développement, mais nous estimerons l'influence sur le coût de production d'un accroissement du coût en capital. Les estimations ne comprennent pas les éléments suivants :

1. Inflation après 1978;
2. Intérêts du capital pendant la construction;
3. Etudes de bien-fondé;
4. Programmes de formation et autres dépenses de mise en service;
5. Imprévus;
6. Production d'énergie électrique, sauf pour les usines d'ammoniac fonctionnant au charbon ou au fuel lourd;
7. Groupes électrogènes de secours;
8. Taxes à l'importation et droits de douane;
9. Dépenses inhabituelles pour l'approvisionnement en eau, telles que construction de digues, de réservoirs, de longues conduites ou dessalement de l'eau de mer;
10. Eléments d'infrastructure tels que logements, routes ou chemins de fer en dehors de l'usine, quais et jetées, installations dans les aéroports, etc.;
11. Dépenses exceptionnelles de préparation du site;
12. Fonds de roulement.

Pour les produits finis tels que l'urée, l'AN, le DAP et le TSP, on calcule à part le coût du stockage; la capacité admise correspond à 45 jours de production pour le stockage en vrac et à 10 jours de production pour le stockage en sacs. On admet un coût de 50 dollars la tonne avec régulation de l'humidité, de 40 dollars dans le cas contraire. L'urée, le nitrate d'ammonium et tout engrais contenant une forte proportion de ces produits sont considérés comme exigeant le séchage de l'air, bien que dans certains climats cela puisse ne pas être nécessaire. Pour les engrais en sacs, on estime le coût du stockage à 75 dollars la tonne de capacité, installation d'ensachage comprise. Dans les deux cas, ces chiffres comprennent le coût du matériel de transport et de manutention nécessaire à l'entrée et à la sortie. Tout stockage supplémentaire nécessaire est considéré comme faisant partie du système de commercialisation et de distribution; d'ordinaire, il a lieu dans les centres de distribution de région ou de district.

Il peut être utile de donner un exemple de certains des investissements supplémentaires pouvant figurer dans le coût total d'un projet pour un pays en développement. Supposons qu'il s'agisse d'une usine d'ammoniac de 1 000 t/j, fonctionnant au gaz naturel, et d'une usine d'urée de 1 725 t/j, dans une zone non industrialisée. Si l'usine devait être construite dans une zone industrialisée d'un pays développé, le coût clés en main estimé d'après les données des chapitres VI et XI, serait :

	Millions de dollars
Usine d'ammoniac	75,0
Usine d'urée	40,2
Installations de stockage	5,1
Total	120,3

Le coût estimé du projet pour une région reculée d'un pays en développement est de 313 millions de dollars, dont environ 145 millions semblent liés directement à la construction de l'usine et des installations pour services auxiliaires. Nous énumérons ci-dessous certains des éléments de coût qui, pour un projet normal dans un pays développé, n'existeraient pas ou seraient bien moindres.

	Millions de dollars
Port, brise-lames et quai	31
Conduite d'adduction d'eau (25 km)	6
Logements	14
Fret maritime et manutention dans le pays	12
Imprévus matériels	18
Provision pour inflation pendant la construction (42 mois)	53
Intérêts pendant la construction	13
Dépenses avant mise en service	7
Fonds de roulement initial	8
Total	162

Il est évident qu'une usine peut coûter dans un pays en développement deux ou trois fois autant que dans un pays développé, pour diverses

raisons que nous étudierons dans le chapitre XXVI. Sheldrick, dans un document destiné à la Commission des engrais de la FAO, a estimé qu'un complexe ammoniac-urée de 1 650 t/j coûterait au total 150 millions de dollars dans un pays développé, 230 millions dans un pays en développement possédant une assez bonne infrastructure et 320 millions dans un emplacement éloigné. Les principales raisons de la différence semblent être les besoins accrus d'infrastructure et d'installations hors de l'usine et la plus longue durée de la construction qui entraîne une inflation et des intérêts plus importants. La lenteur de la construction dans un pays en développement est très onéreuse, surtout dans les pays où le taux d'inflation est élevé. Dans un pays développé, on peut d'ordinaire construire une grande usine en 18 mois, tandis que, dans un pays en développement, ce délai peut atteindre 4 ans. Dans l'exemple ci-dessus, on a prévu 53 millions de dollars pour l'inflation pendant la construction et 13 millions de dollars pour l'intérêt, au cours de celle-ci, du capital engagé, même au bas taux de 4 % l'an. Nous étudierons dans le chapitre XXVI certains moyens pouvant permettre de réduire ces coûts.

Outre le coût entraîné par la lenteur de la construction, il est possible que le procédé et l'équipement deviennent au moins en partie désuets avant l'achèvement. Dans le cas d'un projet de fabrication d'ammoniac à partir du charbon, il est probable que sept ans s'écouleront entre le choix du procédé et la mise en service; pendant ce temps, des améliorations du procédé ou la découverte de gaz naturel peuvent rendre l'usine non concurrentielle.

Il est à remarquer que, dans ce manuel, les coûts en capital ne comprennent jamais ceux afférents au système de commercialisation et de distribution, qui peuvent varier beaucoup d'un pays à l'autre et, dans certains cas, peuvent approcher le coût de l'usine. Les coûts de la distribution sortent du cadre du présent manuel; l'Organisation des Nations Unies pour l'alimentation et l'agriculture (FAO) a publié récemment sur ce sujet un document utile : "Fertilizer Marketing", par K. Wierer et J. C. Abbott, FAO Marketing Guide No. 7 (1978).

B. Hypothèses concernant les estimations du coût de production

Pour arriver à des estimations comparatives des coûts de production, on a admis les hypothèses simplificatrices suivantes :

W. E. Sheldrick, "Investment and Production Costs for Fertilizers". Document FERT 79/4 présenté à la cinquième session de la Commission des engrais de la FAO, Rome, 22-25 janvier 1979.

1. Coûts liés au capital

Les coûts annuels liés au capital sont calculés comme suit, en pourcentage du coût total de l'usine :

Amortissements en 15 ans	6,67 %
Intérêts	4,0 %
Impôts et assurances	2,0 %
Entretien (produits et main-d'œuvre)	5,0 %
Total	17,67 %

Pour l'amortissement, on admet un taux annuel de 8 % appliqué à la moitié du capital, puisque la provision pour amortissement ramène le capital investi à zéro en 15 ans.

Pour calculer le prix de vente départ usine, on ajoute un rendement de 10 % du coût total de l'usine, qui inclut la provision pour impôt sur le revenu, ce qu'on peut considérer comme un rendement avant impôts de 20 % sur l'investissement moyen pendant une période de 15 ans.

Nous n'avons pas estimé le fonds de roulement et, par conséquent, nous n'avons indiqué aucun intérêt sur celui-ci. Cependant, nous avons ajouté, pour "coûts administratifs et coûts divers" 5 % aux coûts de production de tous les produits finals et de certains produits pouvant servir d'intermédiaires; ce chiffre doit pouvoir inclure l'intérêt sur le fonds de roulement. Dans les estimations de coûts de production concernant des complexes, ces 5 % ne sont ajoutés qu'au produit final.

Toutes les charges liées au capital sont supposées ne pas varier d'une année à l'autre; leur valeur par tonne de produit dépendra donc du taux d'utilisation de la capacité.

Des méthodes plus perfectionnées pour le calcul des coûts liés au capital et de la rentabilité seraient préférables pour un projet spécifique, mais ces raffinements ne se justifient pas pour une comparaison généralisée.

2. Utilisation de la capacité

On admet que la capacité est pleinement utilisée quand la production annuelle d'une usine est de 330 fois sa capacité journalière nominale; on considère donc comme normal le chiffre de 35 jours pour l'entretien prévu ou les autres retards. Bien que certaines usines arrivent à utiliser leur capacité, ainsi définie, à 100 % et dépassent parfois ce chiffre, une utilisation d'environ 90 % correspond mieux aux résultats moyens obtenus dans les pays développés, quand les débouchés ne constituent pas une limite. En conséquence, la plupart des estimations du coût de production supposent une production annuelle équivalant à 300 fois la capacité journalière, soit un coefficient d'utilisation de la capacité d'environ 90 %

(exactement 90,9 %). Nous donnons des exemples de l'influence de ce pourcentage sur le coût de production.

3. Coûts liés à la main-d'œuvre

On admet pour le coût direct moyen de la main-d'œuvre de production, y compris la maîtrise, 8 dollars par homme-heure (le coût de la main-d'œuvre nécessaire à l'entretien figure sous la rubrique entretien comme coût lié au capital). La main-d'œuvre est en général moins chère dans certains pays en développement, mais on peut être obligé d'employer un plus grand nombre d'ouvriers et les coûts indirects peuvent être plus élevés. On suppose que les frais généraux et les avantages en nature représentent 100 % du coût direct de la main-d'œuvre. Pour le contrôle chimique, on admet le chiffre de 20 % de ce dernier, ce qui conduit, pour le total des coûts liés à la main-d'œuvre, à 220 % de 8 dollars, soit 17,60 dollars par homme-heure. Ces coûts annuels sont supposés constants (330 fois le coût par jour), et sont donc variables si on les rapporte à la tonne de produit fabrique. Lorsqu'on compare des usines de capacité différente, on admet que les coûts annuels liés au capital sont proportionnels à la puissance 0,6 de la capacité.

4. Coûts des matières premières

Ces coûts sont calculés par tonne de produit, compte tenu des récupérations possibles, conformément aux meilleures informations disponibles sur le procédé employé. En outre, on suppose une perte apparente de 1 à 2 % en cours de traitement, qui peut être en partie une perte mécanique, en partie un dosage du produit supérieur au chiffre prévu (par exemple l'urée peut contenir 46,2 % N au lieu de 46,0 %). Les prix des matières premières et des intermédiaires (comme l'ammoniac) sont, sauf indication contraire, les cours du marché mondial, lorsqu'ils sont disponibles.

5. Services auxiliaires

Sauf indication contraire, on admet pour les coûts des services auxiliaires les chiffres suivants :

Electricité	0,027 dollar/kWh
Vapeur	4,00 dollars/t
Eau de refroidissement	0,01 dollar/m ³ , sans recyclage
Eau d'alimentation des chaudières	0,26 dollar/m ³
Mazout (pour le séchage)	0,01 dollar/1 000 kcal

Il est à remarquer que les dépenses entraînées par les services auxiliaires sont en partie intégrées dans les coûts liés au capital correspondant aux

installations auxiliaires, telles que la purification de l'eau, la production de vapeur et les réseaux de distribution correspondants. Les coûts énumérés ci-dessus ne sont donc pas comparables avec les coûts aux limites des batteries, base couramment utilisée pour de nombreuses autres estimations. Par exemple, lorsqu'un procédé exige la fourniture de vapeur, le coût en capital et le coût de l'entretien du générateur figurent dans les coûts liés au capital; le chiffre de 4 dollars par tonne ne comprend donc que le coût du combustible et les coûts liés à la main-d'œuvre.

La vapeur obtenue comme sous-produit est créditée au processus à 4 dollars par tonne quand ce dernier est considéré séparément. Toutefois, la valeur de la vapeur (ou de l'électricité) obtenue comme sous-produit dépend de l'utilisation qui peut en être faite. Dans un complexe où se trouve une usine d'acide sulfurique ou d'acide nitrique, la vapeur provenant d'une unité est généralement utilisée dans les autres pour fournir de la chaleur, de l'énergie mécanique ou de l'électricité.

Dans quelques cas, il peut y avoir un excès de vapeur disponible, par exemple quand une usine d'acide sulfurique est éloignée de l'établissement qu'elle fournit; il peut alors être difficile d'en trouver une utilisation rentable.

6. Autres coûts

Le coût des catalyseurs est calculé d'après le coût moyen de remplacement, compte non tenu de la charge initiale; il en est de même pour les absorbants (tels que ceux utilisés pour éliminer le CO_2) et les produits chimiques ou les solvants recyclés. On évalue d'ordinaire le coût des fournitures diverses à 0,50 ou 1,0 dollar par tonne de produit, suivant la complexité des procédés, sauf quand certaines informations montrent qu'il faut adopter un chiffre différent. Les coûts administratifs et les coûts divers sont pris égaux à 5% du total des autres coûts de production, comme il a été dit au sujet des coûts liés au capital.

7. Coûts des sacs

Les estimations des coûts de production de ce manuel concernent en général les produits en vrac, mais quelquefois nous ajoutons le coût estimé de l'engrais en sacs, en ajoutant 12 dollars par tonne pour couvrir le coût de la main-d'œuvre nécessaire à l'ensachage et celui des sacs qui varie beaucoup suivant leur qualité, leur taille, etc. Le chiffre de 12 dollars correspond à des sacs solides, imperméables, de 50 kg. Par exemple, un sac de 50 kg en polypropylène tissé avec revête-

ment en polyéthylène peut coûter, aux Etats-Unis, 0,60 dollar, ce chiffre variant suivant l'épaisseur du revêtement. La taille du sac, qui dépend de la densité en vrac du produit à ensacher, a aussi quelque influence. Comme le polyéthylène et le polypropylène sont fabriqués à partir du naphta ou d'huile légère, leur prix dépend de celui de la matière première. On affirme que, dans un pays d'Asie du Sud-Est, des sacs analogues à ceux que nous venons de décrire peuvent être fabriqués, avec des matières premières d'origine nationale, pour environ 0,30 dollar pièce.

Pour le transport outre-mer ou le transport à l'intérieur d'un pays en développement exigeant plusieurs manutentions sans aucun engin de levage, il faut d'ordinaire des sacs doubles, l'extérieur étant en polypropylène tissé ou en jute, le revêtement intérieur en polyéthylène ou autre matière imperméable. Dans les pays développés, où l'on emploie la palettisation automatique et la manutention mécanisée, on se sert couramment de sacs simples en film de matière plastique, meilleur marché. D'autre part, les cultivateurs de ces pays préfèrent souvent des sacs plus petits (50 livres ou 25 kg), ce qui augmente le coût des sacs par tonne de produit.

Il existe divers systèmes de manutention et de transport en vrac et de transport dans des conteneurs utilisables plusieurs fois, notamment l'emploi de sacs de 500 ou 1 000 kg conçus en vue de manutention mécanisée. Ces divers systèmes de manutention et de distribution des engrais sont évidemment importants pour les systèmes de commercialisation et de distribution et devraient être étudiés en détail dans une autre publication.

C. Fournitures nécessaires au procédé

Le tableau 1 donne les quantités de matières premières et de services auxiliaires considérés comme nécessaires pour les procédés dont il est question dans le présent chapitre. Les valeurs choisies sont le plus souvent un compromis entre plusieurs valeurs publiées. Bien entendu, la consommation de matières premières et de services auxiliaires varie, suivant l'efficacité du fonctionnement de l'usine, la qualification du personnel, la qualité des matières premières, etc. Souvent aussi, il y a des compromis: entre rendement et besoins en capital, entre récupération poussée et taux de production élevé, entre vapeur et électricité, etc. Il faut donc considérer les valeurs du tableau 1 comme constituant des exemples, correspondant probablement à une bonne conception et à une bonne exploitation, mais pas nécessairement préférables.

TABLEAU I. MATIÈRES PREMIÈRES ET SERVICES AUXILIAIRES NORMALEMENT NÉCESSAIRES PAR TONNE DE PRODUIT

	Matières premières		Fournitures et accessoires (en dollars ^d)	Vapeur (en tonnes)	Electricité (en kWh)	Eau de refroidissement ^b (en m ³)	Eau d'alimentation de la chaudière (en m ³)	Combustible (en milliers de kcal)
	Nature	Quantité (en tonnes)						
Ammoniac	Gaz naturel	36 GJ	1,75	zéro	33	220	2,3	compris dans les matières premières
Urée prillée, 46 % N	NH ₃	0,575	2,33	1,2	125	70	—	—
	CO ₂	0,760						
Acide nitrique en HNO ₃ à 100 %	NH ₃	0,288	1,85	-0,4	9,5	87	8,5	—
	HNO ₃	0,773	1,50	0,2	20	8	—	—
Nitrate d'ammonium, 34 % N	NH ₃	0,210						
	S	0,34	0,50	-1,2	35	26	1,3	—
Acide phosphorique, en tonnes de P ₂ O ₅	Phosphate naturel ^c	3,22	1,00	1,9	150	150	—	—
	H ₂ SO ₄	2,78						
Superphosphate triple (0-46-0)	Phosphate naturel ^c	0,40	—	0,02	40	—	—	125
	P ₂ O ₅	0,345						
Phosphate diammonique (18-46-0)	P ₂ O ₅	0,47	—	—	30	—	—	125
	NH ₃	0,224						
Phosphate monoammonique (11-55-0)	P ₂ O ₅	0,56	—	—	30	—	—	125
	NH ₃	0,137						

^aY compris les distributeurs, les produits chimiques, les conditionneurs, etc.

^bSans recyclage.

^cOn suppose que le phosphate naturel contient 33 % de P₂O₅.

D. Engrais azotés

I. Ammoniac

Les coûts clés en main estimés d'une usine d'ammoniac dépendent de sa taille et de la nature des matières premières, comme le montre la figure 1. Ces chiffres correspondent à un emplacement d'une zone industrielle d'un pays développé. Ceux concernant les usines au gaz naturel d'une capacité de 550, 1 000 et 1 360 t/j sont considérés comme les plus fiables; les chiffres pour des usines plus petites, 100 à 350 t/j, le sont moins, car peu d'usines de ce genre ont été construites. Pour les usines de 1 000 t/j utilisant le naphta, le mazout ou le charbon, les coûts ont été obtenus en multipliant le chiffre pour le gaz naturel par un coefficient choisi après examen de plusieurs estimations et de plusieurs rapports. Pour les usines utilisant le mazout ou le charbon, on a supposé que, entre 550 et 1 500 t/j, les coûts étaient proportionnels à la puissance 0,6 de la capacité. Pour les usines de cette gamme de capacité utilisant le naphta, on a multiplié par 1,14 le coût des usines au gaz naturel. Dans l'intervalle 100 à 350 t/j, on a estimé les coûts d'usines au naphta, au mazout ou au charbon en multipliant respectivement par 1,14, 1,6 et 2,0 le chiffre pour les usines au gaz naturel. Ces valeurs

sont peu fiables mais on estime que l'ordre de grandeur est exact.

Sur la figure 1, les coûts des usines au naphta et au gaz naturel sont représentés par une droite, mais, si on l'ajustait aux données disponibles, elle serait légèrement courbe, la concavité vers le haut, parce qu'on a plus d'expérience des usines d'une capacité comprise entre 900 et 1 100 tonnes et que, par conséquent, il existe des plans normalisés. Il est probable que les coûts d'usines produisant plus de 1 360 t/j seraient nettement plus élevés que ne l'indique l'extrapolation de la droite de la figure 1, à cause de la nécessité d'établir de nouveaux plans et d'employer un équipement non normalisé. Cependant, une usine de 2 000 t/j formée de deux lignes de 1 000 t/j coûterait un peu moins cher par tonne de capacité qu'une seule usine de 1 000 t/j, parce que les coûts en dehors des limites des batteries seraient un peu moindres.

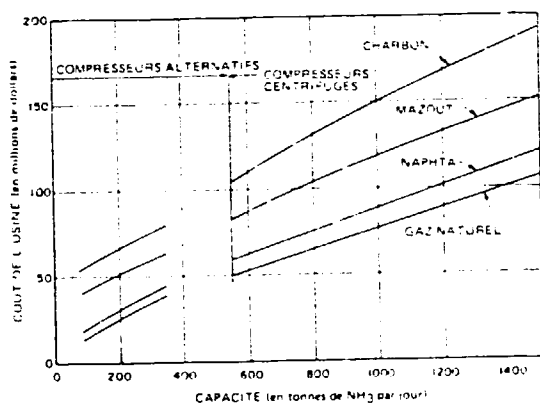
On a bien moins d'expérience des usines utilisant l'oxydation partielle du charbon ou du mazout; on a donc supposé que les courbes correspondantes seraient des exponentielles d'exposant 0,6 (relation plus ou moins normale pour des usines à ligne unique) et les courbes s'écartent donc un peu de la ligne droite, la concavité étant vers le bas. Pour les raisons exposées ci-dessus, il est probable que les coûts totaux des usines dans

les pays en développement seront supérieurs à ceux de la figure 1.

Nous donnons ci-dessous les pouvoirs calorifiques admis pour les matières premières utilisées pour estimer les coûts de production d'ammoniac.

Matière première	Pouvoir calorifique (kcal/m ³)	Pouvoir calorifique (kcal/kg)
Gaz naturel	8 015 kcal/m ³	33,56 GJ/1 000 m ³
Naphta	10 556 kcal/kg	44,20 GJ/t
Mazout	9 722 kcal/kg	40,71 GJ/t
Charbon	6 333 kcal/kg	26,52 GJ/t

Figure 1. Coût clés en main estimé d'usines d'ammoniac en fonction de leur capacité et de la matière première employée



Hypothèse de base : Zone industrielle dans un pays développé.
coûts clés en main : coûts aux limites des batteries plus 50.

Notes : Les données les plus fiables sont celles concernant les usines qui emploient le gaz naturel et le naphta, de capacités 550, 900-1140 et 1360 t/j. Pour des usines plus petites et pour d'autres matières premières, les données sont plus douteuses parce qu'on a peu construit d'usines de ce genre.

Le pouvoir calorifique inférieur indiqué ci-dessus est la chaleur de combustion, non compris la chaleur de condensation de la vapeur d'eau produite, qu'il n'est pas possible de récupérer utilement dans la fabrication de l'ammoniac. Le pouvoir calorifique du gaz naturel est à peu près celui du méthane (mesuré à 20 °C et 760 mmHg), mais ce gaz contient souvent des hydrocarbures supérieurs qui augmentent son pouvoir calorifique par unité de volume.

Dans les présents calculs, on a admis pour les quantités totales nécessaires de combustible et de matières premières, par tonne d'ammoniac, les chiffres suivants :

	Quantité nécessaire	Millions de kcal	GJ
Gaz naturel	1,073 m ³	8,6	36,0
Naphta	0,89 t	9,4	39,4
Mazout	1,00 t	9,7	40,7
Charbon	1,97 t	12,5	52,3

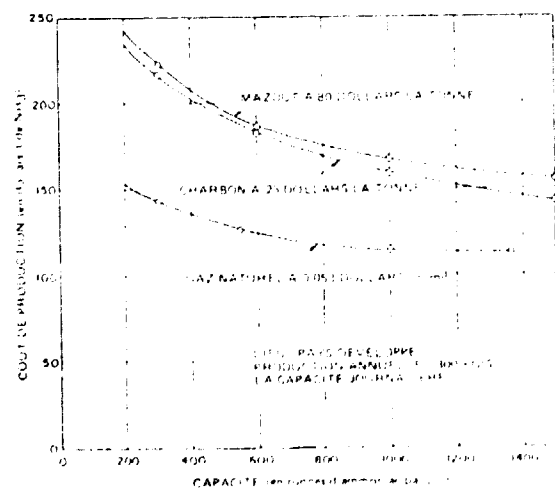
Ces chiffres concernent des usines disposant de bonnes installations pour récupérer la chaleur et l'énergie, en particulier dans le cas d'usines au

gaz naturel et au naphta. Dans les régions où l'on dispose de combustible à bon marché, il peut être rentable d'employer des appareils plus simples à moindre rendement, quitte à augmenter la consommation de combustible et de matières premières (voir chapitre VI). Toutes les usines d'ammoniac sont supposées autosuffisantes en vapeur et en énergie mécanique. Dans les usines utilisant le mazout ou le charbon, on suppose qu'il existe, à l'intérieur des limites des batteries, une chaudière qui doit pouvoir fournir toute la vapeur et toute l'énergie (mécanique ou électrique) qu'exige le procédé.

La figure 2 montre l'influence sur le coût estimé de production de l'ammoniac de la taille de l'usine et de la nature de la matière première employée, en admettant que le charbon vaut 25 dollars la tonne, le mazout 80 dollars la tonne et le gaz naturel 0,053 dollar le m³. Les calculs ont été faits d'après les tableaux 7, 8, 9 et 10 du chapitre VI. On voit sur la figure que 1 000 t/j pourrait être un chiffre voisin de l'optimum pour une usine au gaz naturel, à ligne unique. Cependant, il est probable que, si l'on groupait plusieurs lignes de 1 000 t/j (2-3 ou plus), le coût de production serait inférieur, mais il faudrait tenir compte des dépenses accrues pour commercialiser le produit à plus grande distance. Dans le cas d'usines au mazout ou au charbon, le coût de production estimé diminue quand la capacité augmente, jusqu'à 1 500 t/j et peut-être au-delà.

Les figures 3 et 4, identiques aux figures 9 et 10 du chapitre VI, sont reproduites ici pour plus de commodité; elles montrent l'influence du coût du gaz naturel et du coût en capital de l'usine sur le prix de revient et le prix de vente départ usine de l'ammoniac. De même, les figures 5 et 6, reprenant les figures 11 et 12 du chapitre VI, donnent l'influence du coût du gaz naturel, du naphta, du

Figure 2. Influence de la nature de la matière première et de la capacité de l'installation sur le coût de production de l'ammoniac



mazout et du charbon sur le prix de revient et le prix de vente départ usine.

La figure 7 montre l'influence du taux d'utilisation de la capacité sur le coût de production estimé d'usine d'ammoniac utilisant le gaz naturel, le naphta le mazout ou le charbon comme matière première et comme combustible. Les graphiques précédents se fondaient sur une production annuelle égale à 30 fois la production quotidienne nominale; dans la figure 7, on a adopté le chiffre de 330 fois cette capacité, hypothèse couramment admise. Il est très possible de dépasser 100% de la production annuelle nominale ainsi définie en travaillant plus de 330 jours par an et/ou en

Figure 3. Influence du montant de l'investissement et du coût du gaz naturel sur le coût de production de l'ammoniac

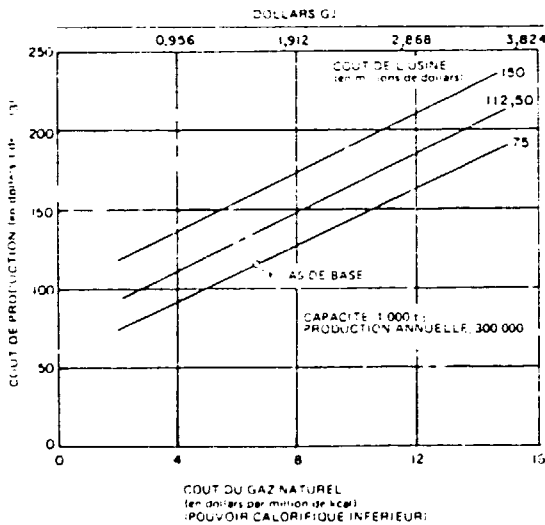


Figure 4. Influence du montant de l'investissement et du coût du gaz naturel sur le prix de vente départ usine de l'ammoniac

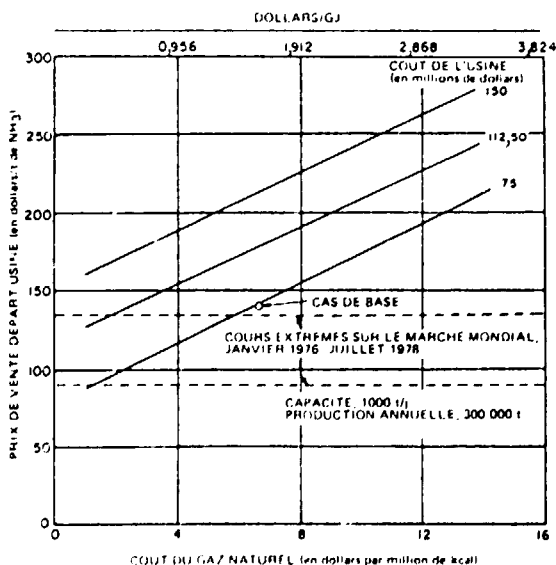


Figure 5. Influence du prix et de la nature de la matière première sur le coût de production de l'ammoniac

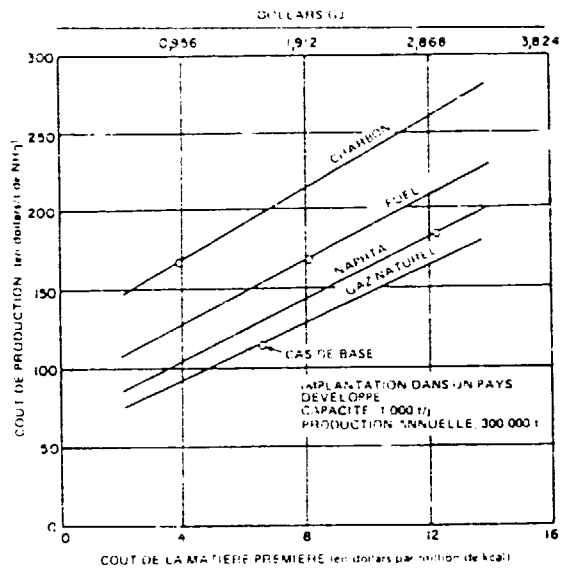
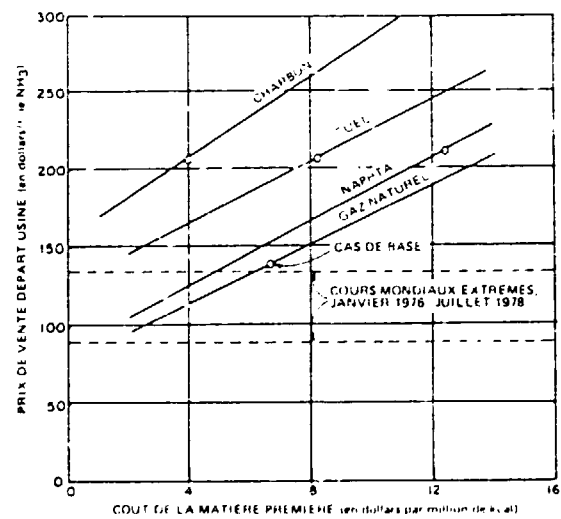


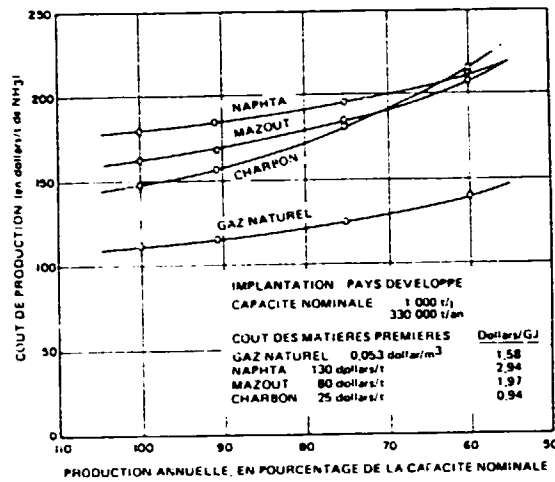
Figure 6. Influence du prix et de la nature de la matière première sur le prix de vente départ usine de l'ammoniac



produisant chaque jour plus que le chiffre prévu. Les usines d'ammoniac sont souvent conçues avec une certaine capacité excédentaire, servant de marge de sécurité pour assurer qu'on obtiendra la production prévue. Les chiffres de la figure 7 se fondent sur les cas de base du chapitre VI; ils ont été calculés en supposant que les coûts annuels liés au capital et liés à la main-d'œuvre étaient constants en valeur absolue, tous les autres coûts étant supposés constants par tonne de produit.

Comme le montre la figure 7, fonctionner à 60% de la capacité nominale augmenterait le coût de production, dans une usine au gaz naturel, d'environ 29 dollars par tonne par rapport au coût

Figure 7. Influence du taux d'utilisation de la capacité et de la nature de la matière première sur le coût de production estimé de l'ammoniac



correspondant à une utilisation à 100 % de la capacité (140 dollars par tonne contre 111). Avec d'autres matières premières, la différence serait plus marquée. Par exemple, dans une usine fonctionnant au charbon, les chiffres correspondants seraient 149 contre 214 dollars, soit une différence de 65 dollars par tonne. Dans un pays en développement, un taux élevé d'utilisation de la capacité est encore plus important, parce que l'usine coûte plus cher. De plus, dans un complexe urée-ammoniac, l'influence d'une faible utilisation de la capacité sur le coût de l'urée serait encore plus grande, car les coûts liés au capital de la production d'urée seraient aussi augmentés.

2. Complexes ammoniac-urée

Dans de nombreux pays en développement, l'ammoniac sert uniquement à la fabrication d'urée; il est donc intéressant d'étudier, du point de vue économique, ces complexes ammoniac-urée. Leur coût en capital se fonde sur les estimations des chapitres précédents.

Coûts clés en main, de complexes ammoniac-urée, en millions de dollars (estimations pour un pays développé)

Capacité de production d'ammoniac, en t/j	300	550	1 000
Capacité de production d'urée, en t/j	522	956	1 739
Investissement, en millions de dollars			
Ammoniac	35,0	52,5	75,0
Urée	19,5	31,0	40,2
Stockage du produit	1,5	3,0	5,1
Total	56,0	86,5	120,3

Le coût de production et le prix de vente départ usine sont calculés comme dans les chapitres précédents, sauf que les 5 % représentant les coûts administratifs et les frais divers ne sont pas ajoutés au coût de production de l'ammoniac, mais au coût de production de l'urée, qui est le produit final. Les résultats de ces calculs sont reproduits dans la figure 8 et dans le tableau ci-dessous, pour un fonctionnement à 90,9 % de la capacité nominale (300 fois la capacité quotidienne).

Capacité de production d'urée, en t/j	522	956	1 739
Coût de production, en dollars/t d'urée			
Ammoniac, 0,575 t	78,29	70,47	63,06
Coûts d'exploitation	43,19	36,92	31,01
Total partiel	121,48	107,39	94,07
Coûts administratifs et divers, 5 %	6,07	5,37	4,70
Coût total de production	127,55	112,76	98,77
Rendement de l'investissement, 10 %	35,76	30,18	23,06
Prix de vente départ usine	163,31	142,94	121,83

La figure 9 montre l'influence du coût et de la nature de la matière première sur le prix de vente départ usine d'urée produite dans un complexe ammoniac-urée d'une capacité de 1 739 t/j. Le prix de vente départ usine est égal au coût de production plus un rendement de 10 % sur l'investissement. La partie inférieure de la figure montre les coûts estimés pour un emplacement

Figure 8. Coût de l'usine, coût de production et prix de vente départ usine, en fonction de la capacité, de l'urée produite dans un complexe ammoniac-urée

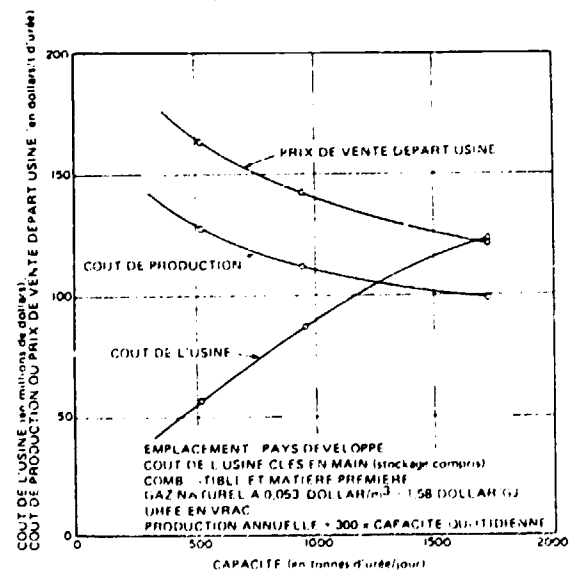
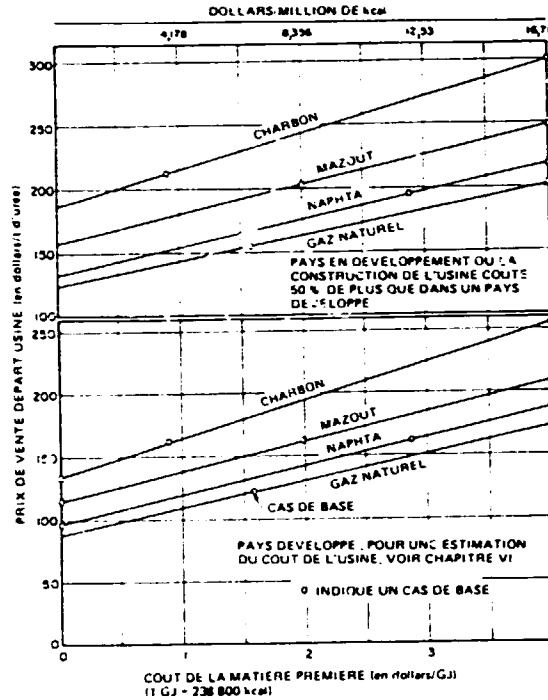


Figure 9. Influence de la nature et du prix de la matière sur le prix de vente départ usine d'urée en vrac dans des pays en développement et dans des pays développés (complexes ammoniac-urée produisant 1 739 t/j, 521 700 t/an).



dans une zone industrielle d'un pays développé, la partie supérieure les coûts correspondants dans un endroit où la construction de l'usine coûte 50 % de plus, ce qui peut être le cas dans certains pays en développement. On voit que le coût de l'urée dans un pays développé sera à peu près le même (161 à 162 dollars/t) pour des usines utilisant du charbon à 0,94 dollars/GJ, du mazout à 1,97 dollar/GJ ou du naphta à 2,94 dollars/GJ (ces valeurs sont celles qui avaient été choisies pour les cas de base du chapitre VI). Le coût du gaz naturel devrait atteindre 3,50 dollars/GJ pour amener le coût de l'urée à niveau comparable. Quand le gaz naturel est cher, il peut être avantageux d'employer un combustible meilleur marché pour satisfaire une partie des besoins, par exemple, on pourrait fournir par une chaudière chauffée au charbon la vapeur nécessaire.

Pour les usines d'un coût de construction élevé (pays en développement), tous les coûts sont supérieurs, le charbon est relativement moins favorable et il conduit au chiffre le plus élevé de tous les cas de base.

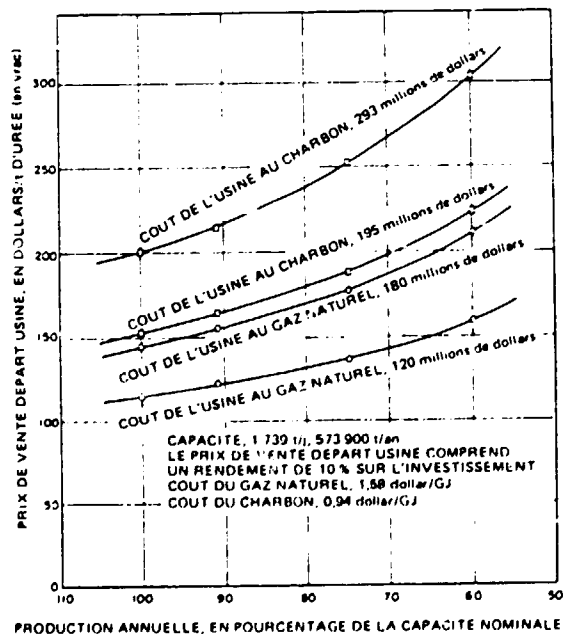
Dans certains pays en développement, on dispose de gaz naturel valant 0,30 à 0,60 dollar/GJ; l'urée devrait alors coûter 130 à 136 dollars/t; on peut arriver aux mêmes chiffres dans un pays développé avec du gaz coûtant 2,0 à 2,3 dollars/GJ. L'avantage d'un gaz bon marché peut donc être compensé par les charges liées au capital dues

à ce que la construction coûte cher. Cette comparaison ne s'applique pas à tous les pays développés ni à tous les pays en développement; son seul but est de montrer l'influence du montant des investissements, qui peut varier beaucoup dans des pays classés de façon plus ou moins arbitraire comme développés ou en développement.

La figure 10 montre l'influence du taux d'utilisation de la capacité et du coût de construction sur le prix de vente départ usine de l'urée produite sans un complexe ammoniac-urée de 1 739 t/j, utilisant le gaz naturel ou le charbon comme matière première. Dans le premier cas, le coût estimé est de 20 millions de dollars dans un pays développé moyen et 180 millions, soit moitié plus, dans un pays en développement. Pour les complexes utilisant le charbon, les chiffres correspondants sont 195 et 293 millions de dollars. La figure montre l'énorme influence d'un faible taux d'utilisation de la capacité sur le coût de l'urée, en particulier pour les complexes dont le coût de construction est élevé. A ce sujet, signalons que la moyenne mondiale d'utilisation de la capacité pour les usines d'engrais azotés est d'environ 90 % pour les pays développés, 70 % pour les pays en développement, d'après *World Fertilizer Situation and Outlook*, une publication (mars 1979) de l'IFDC et de la TVA.

Les effets combinés d'un faible taux d'utilisation de la capacité et d'un coût de construction élevé peuvent être particulièrement désastreux pour une usine employant le charbon. Un taux de 60 % conduirait à un prix de vente départ usine de

Figure 10. Influence du coût de l'usine et du taux d'utilisation de la capacité sur le prix de vente départ usine d'urée en vrac produite par un complexe ammoniac-urée



304 dollars/tonne d'urée en vrac, pour l'usine dont le coût en capital est le plus élevé, contre environ 165 dollars/tonne pour l'usine meilleur marché fonctionnant à 90 % de sa capacité. Le coût de la matière première (charbon) est seulement de 28 dollars par tonne d'urée; donc, même si le charbon ne coûtait rien, la situation économique serait défavorable là où le coût de construction est élevé et le taux d'utilisation de la capacité faible.

Pour les complexes au gaz naturel, le coût de celui-ci, à 1,58 dollar/GJ, est de 32,70 dollars par tonne d'urée. Dans certains pays en développement, où l'on dispose de gaz naturel bon marché, son coût par tonne d'urée pourrait tomber à 10 dollars, mais les effets combinés d'un faible taux d'utilisation de la capacité et d'un coût de construction élevé peuvent compenser, et au-delà, cet avantage. Par exemple, si l'on emploie du gaz à 0,48 dollar/GJ dans un complexe coûtant 180 millions de dollars, fonctionnant à 70 % de sa capacité, le prix de vente départ usine estimé serait d'environ 165 dollars la tonne, chiffre qu'on pourrait atteindre dans un pays développé avec un complexe coûtant 120 millions de dollars, utilisé à 90 % de sa capacité et consommant du gaz à environ 3,65 dollars/GJ ou du naphta à 3,00 dollars/GJ (voir figure 9). Cet exemple montre la difficulté de réaliser les avantages potentiels du gaz naturel bon marché dans des régions reculées, en particulier lorsque la demande nationale d'engrais azotés est faible ou nulle et qu'on doit donc exporter le produit.

On peut montrer l'importance d'une amélioration du taux d'utilisation de la capacité en calculant le coût marginal d'une production supplémentaire. Par exemple, si une usine fonctionnant au charbon et coûtant 293 millions de dollars fonctionne à 70 % de sa capacité, le prix de vente départ usine de l'urée est estimé à 267 dollars la tonne (figure 10). Si l'on peut améliorer l'utilisation de la capacité sans aucune dépense en capital, chaque tonne supplémentaire d'urée ne coûtera qu'environ 42 dollars, ce coût marginal représentant l'augmentation du coût de la matière première, des services auxiliaires et des fournitures diverses. Pour un complexe au gaz naturel, le coût marginal de l'urée est d'environ 46 dollars la tonne, avec du gaz à 1,58 dollar/GJ, de 23 dollars avec du gaz à 0,48 dollar/GJ.

On fabrique presque toujours l'urée dans un complexe contenant une usine d'ammoniac, qui fournit les deux matières premières principales, l'ammoniac et le dioxyde de carbone. Toutefois, il est fréquent que l'urée ne soit pas le seul produit du complexe, une partie de l'ammoniac pouvant être vendue telle quelle ou transformée en d'autres engrais azotés ou en engrais composés. Dans ce cas, il est intéressant de calculer à part le coût de

production de l'urée. Les produits nécessaires à la fabrication ont été étudiés au chapitre IX et le point de vue économique au chapitre XI. Les figures 11, 12 et 13 montrent le coût en capital estimé d'usines d'urée et l'influence de l'échelle des opérations et du coût de l'ammoniac sur le coût de production et le prix départ usine de l'urée. Ces figures sont les figures 1, 2 et 3 du chapitre XI qui sont reproduites ici pour la commodité du lecteur. Pour un exposé plus détaillé, voir chapitre XI.

Figure 11. Estimation de l'investissement nécessaire pour une usine d'urée, en fonction de la capacité

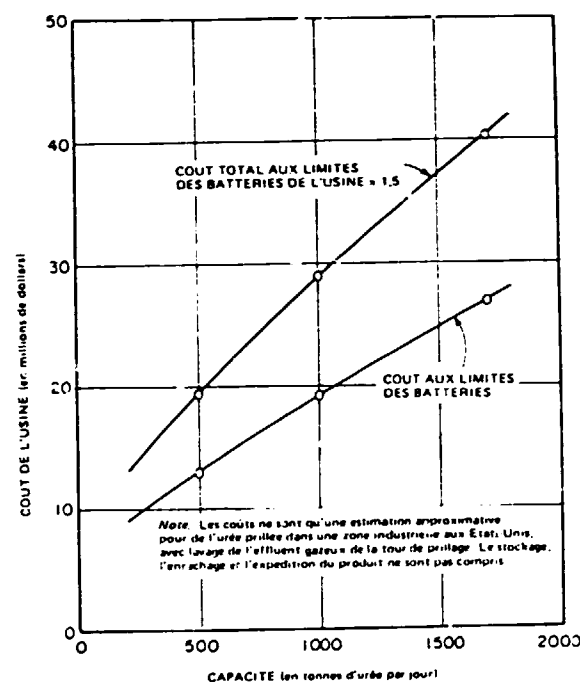


Figure 12. Influence de la capacité de l'usine sur le coût de production et le prix de vente départ usine de l'urée (pays développé, capacité utilisée à 90 %, coût de l'ammoniac : 120 dollars/tonne)

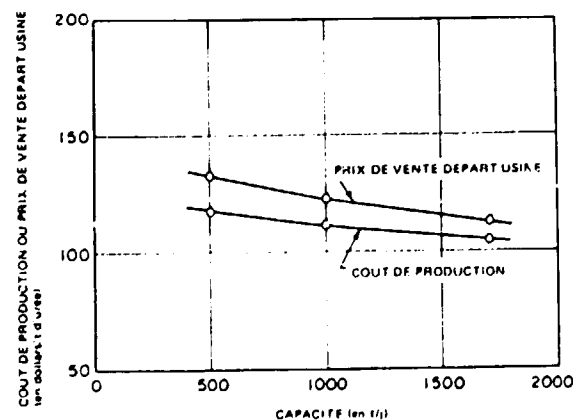
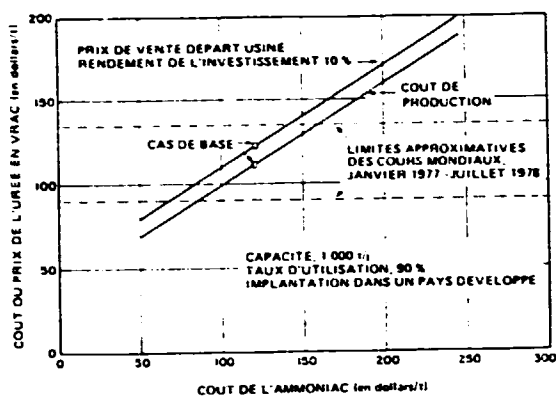


Figure 13. Influence du coût de l'ammoniac sur le coût de production et le prix de vente départ usine de l'urée



3. Acide nitrique et nitrate d'ammonium

Le nitrate d'ammonium est presque toujours fabriqué dans un complexe contenant une usine d'acide nitrique, le transport de celui-ci étant peu rentable à cause de sa faible concentration (environ 13 % N pour 58 % HNO_3). Contrairement à ce qui se passe pour l'urée, le complexe ne contient pas nécessairement une usine d'ammoniac, et celui-ci est souvent amené de loin à l'usine. Le nitrate d'ammonium peut aussi être fabriqué comme coproduit du nitrophosphate (voir chapitre XV). Les figures 14, 15 et 16 (identiques aux figures 4, 5 et 6 du chapitre XI) sont reproduites ici pour plus de commodité; elles montrent les estimations des coûts pour la construction d'une usine d'acide nitrique ainsi que pour la production de celui-ci et du nitrate d'ammonium.

Nous donnons ci-dessus le coût clés en main estimé de complexes acide nitrique-nitrate d'ammonium (AN), qui sont repris dans la figure 17.

Capacité, en t/j d'AN (34 % N)	323	647	1 355
Capacité, en t/j d' HNO_3	250	500	1 070
Capital investi, en millions de dollars			
HNO_3	9,75	14,60	23,00
AN	8,13	11,6	17,50
Stockage	1,00	2,00	4,00
Total	18,88	28,26	44,50

Le complexe de 1 353 t/j produirait la même quantité d'azote qu'une usine d'urée de 1 000 t/j; cette dernière exigerait, y compris les installations de stockage, un investissement de 32,5 millions de dollars, contre 44,5 millions pour un complexe produisant du nitrate d'ammonium. Cependant, comme on l'a fait remarquer au chapitre XI, le nitrate d'ammonium peut être fabriqué à partir d'ammoniac importé, ce qui n'est pas possible pour l'urée. Les pays désirant réduire l'investisse-

ment en capital et/ou profiter de la possibilité d'importer de l'ammoniac bon marché pourraient fort bien décider de produire du nitrate d'ammonium. La courbe de l'investissement nécessaire pour l'AN de la figure 17 ne peut être extrapolée

Figure 14. Influence de la nature du procédé et de la capacité de production sur le coût en capital d'usines d'acide nitrique

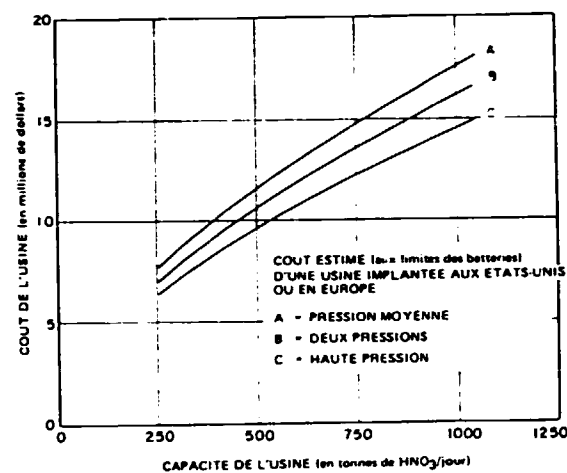


Figure 15. Influence de la capacité de l'usine et du coût de l'ammoniac sur les coûts de production de l'acide nitrique

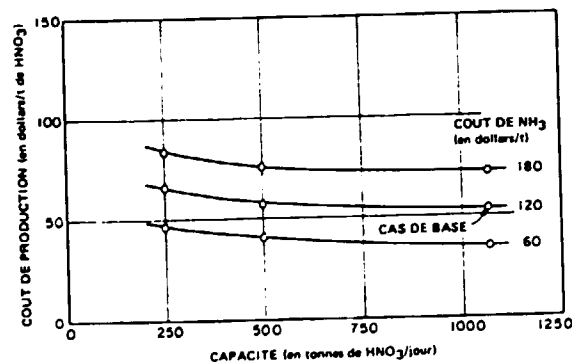
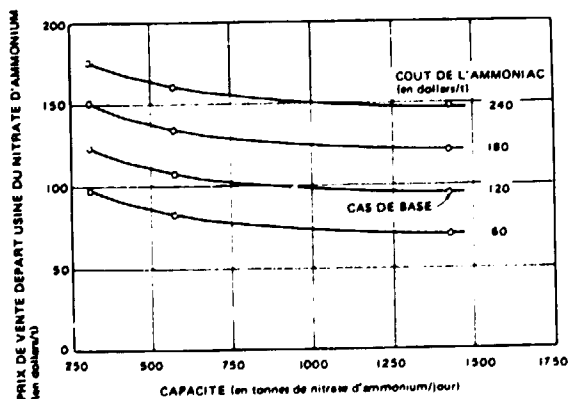


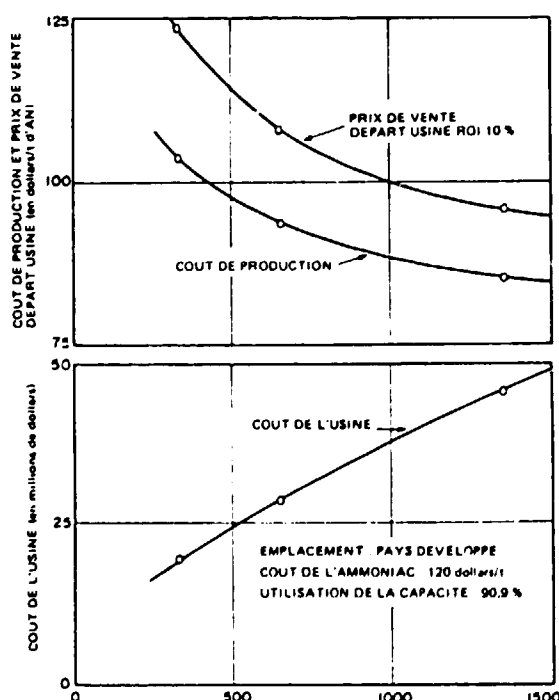
Figure 16. Influence de la capacité et du coût de l'ammoniac sur le prix de vente départ usine du nitrate d'ammonium en vrac (34 % N) pour des complexes acide nitrique-nitrate d'ammonium



en toute sécurité au-delà d'environ 1 600 t/j, puisque la plus grande usine d'acide nitrique du monde a une capacité de 1 250 t/j d'acide, permettant d'obtenir environ 1 600 t/j d'AN. Pour des usines plus importantes, il pourrait falloir deux lignes d'acide nitrique, ce qui modifierait la forme de la courbe. Le coût estimé des usines d'acide nitrique concerne des unités avec absorption prolongée, ramenant la concentration en NO_x des effluents à 200 ppm ou moins. La dépense qui en résulte n'est pas justifiée sur le plan économique et, sur le plan de la lutte contre la pollution, son utilité est douteuse, car les usines d'acide nitrique ne contribuent que 1 % au total du NO_x dégagé dans l'atmosphère. (La plus grande partie du NO_x provient de moteurs à combustion interne, de centrales électriques au mazout et de sources naturelles.) Dans les pays où les normes sur la pollution sont plus souples, on peut donc réaliser des économies sur les usines d'acide nitrique, pourvu que la concentration de NO_x dans l'atmosphère au voisinage de l'usine reste dans des limites acceptables (voir chapitre XXIII).

La figure 17 donne les coûts de production et les prix départ usine estimés de l'AN, pour implantation dans un pays développé, en supposant que l'ammoniac coûte 120 dollars la tonne. Le coût est assez variable suivant l'échelle des opérations, en particulier au-dessous de 650 t/j. Pour 1 353 t/j, le prix de vente départ usine estimé

Figure 17. Coût de l'usine, coût de production et prix de vente départ usine estimés du nitrate d'ammonium pour des complexes acide nitrique-nitrate d'ammonium



de l'AN en vrac est de 96 dollars la tonne, contre 130 dollars la tonne d'urée pour une quantité équivalente d'azote. Si l'on tenait compte des frais d'ensachage et de transport, la comparaison serait moins favorable à l'AN.

E. Engrais phosphatés

1. Acide sulfurique

La figure 18, reproduisant la figure 3 du chapitre XII, donne les coûts estimés d'usines d'acide sulfurique, dans le cas de double contact et double absorption, dans un pays développé. Les coûts estimés de production ont été repris dans les tableaux 5 et 6 du chapitre XII, mais ces estimations n'employaient pas les hypothèses normalisées du présent chapitre et les coûts de production ont donc été recalculés pour établir la figure 19. Les différences sont minimes: pour un cas de base d'une usine de 600 t/j fonctionnant à 90,9 % de sa capacité (300 fois la capacité journalière), la valeur obtenue ne différait que de quelques cents par tonne de celle du tableau 5 du chapitre XII, à cause de compensations entre ajustements. Nous donnons ci-dessous le coût de production recalculé pour le cas de base.

	Coût de production (en dollars/t d' H_2SO_4)
Soufre, 0,34 t à 50 dollars	17,00
Catalyseur et fournitures	9,50
Electricité, 35 kWh à 0,027 dollar	0,95
Eau de refroidissement, 25,8 m ³ à 0,01 dollar	0,26
Eau d'alimentation de la chaudière 1,25 m ³ à 0,26 dollar	0,32
Coûts liés à la main-d'œuvre, 0,16 homme- heure à 17,60 dollars	2,81
Coûts liés au capital, 17,67 %	9,81
Valeur excédentaire à créditer, 1,2 t à 4,00 dollars	4,80
Coût total de production	26,85

2. Acide phosphorique

La figure 20, reprenant la figure 7 du chapitre XIII, donne les investissements estimés, pour une usine employant le procédé classique au dihydrate. Pour la liste des installations comprises et non comprises dans l'estimation, voir le chapitre XIII. Les coûts d'exploitation estimés, à l'exclusion du coût des matières premières, ont été donnés dans le chapitre XIII pour une implantation dans un pays en développement, ainsi que les coûts pour diverses combinaisons de prix du phosphate naturel et de l'acide sulfurique, mais ces estimations ont

été faites à partir d'hypothèses quelque peu différentes des hypothèses normalisées adoptées dans le présent chapitre; le coût de production a donc été recalculé pour un pays développé; les résultats, pour un cas de base, sont les suivants :

*Coût de production estimé de l'acide phosphorique
(Cas de base)*

Capacité : 400 t/j de P₂O₅,
120 000 t/an = 90,9 % d'utilisation de la capacité)
Coût de l'usine : 20 millions de dollars, implantation dans un pays développé

	Dollars t de P ₂ O ₅
Phosphate naturel à 33 % de P ₂ O ₅ (3,22 t × 20 dollars)	64,40
Acide sulfurique, 100 % H ₂ SO ₄ (2,78 t × 3) dollars)	83,40
Produits chimiques et fournitures ^a	1,00
Eau ^b (150 m ³ × 0,1 dollar)	1,50
Electricité (150 kWh × 0,027 dollar)	4,05
Vapeur ^c (1,9 t × 4 dollars)	7,60
Coûts liés à la main-d'œuvre (0,36 homme- heure × 17,60 dollars)	6,34
Coûts liés au capital (17,67 %)	29,45
Total partiel	197,74
Coûts administratifs et divers, 5 % du total partiel	9,89
Coûts de production	207,63
Rendement de l'investissement, 10 %	16,67
Prix de vente départ usine	224,30

^aY compris les agents antimoussants

^bY compris l'eau de traitement, l'eau de refroidissement recirculée et l'eau de bassin recirculée pour les laveurs

^cLa vapeur est d'ordinaire fournie par une usine d'acide sulfurique adjacente, une partie de l'électricité peut être produite par la vapeur excédentaire ou remplacée par l'énergie mécanique fournie par une turbine à vapeur

Figure 18. Coût en capital d'usines de production d'acide sulfurique à partir du soufre, avec double contact, implantation aux Etats-Unis ou en Europe, 1977

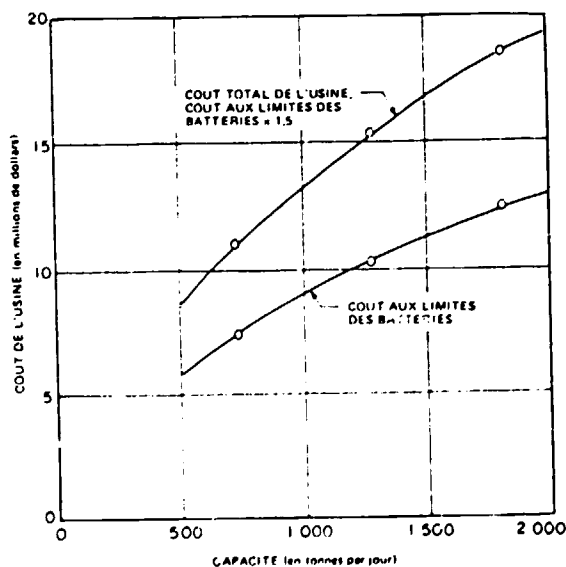


Figure 19. Coût de production estimé de l'acide sulfurique en fonction de la capacité de l'usine et du taux d'utilisation de celle-ci

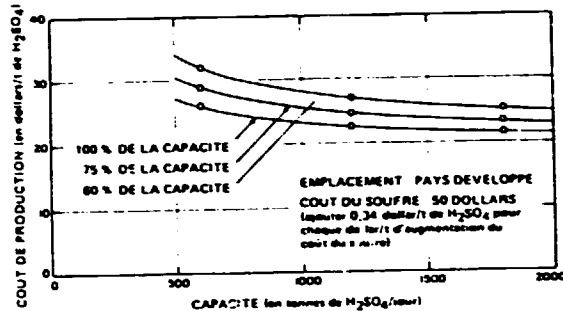
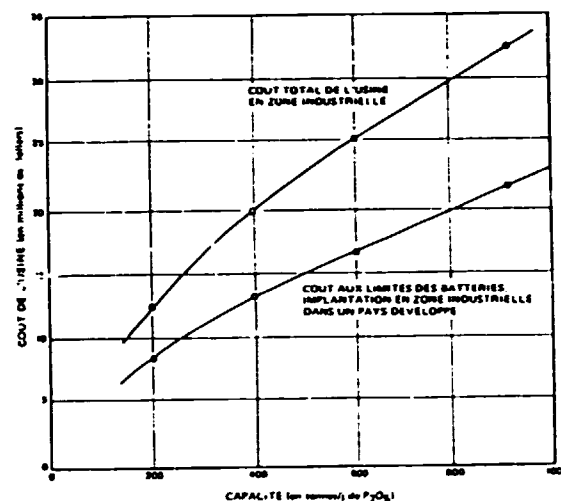


Figure 20. Coût en capital d'usines d'acide phosphorique, procédé par voie humide



La figure 21 donne, pour une implantation dans un pays développé, le coût estimé de production de l'acide phosphorique, exception faite des matières premières, en fonction de la capacité de l'usine et de son taux d'utilisation, non compris les coûts administratifs et divers, ni le rendement de l'investissement. La figure 22 montre l'influence du coût du phosphate naturel et de l'acide sulfurique sur le prix de revient de l'acide phosphorique, pour une usine d'une capacité de 600 t/j de P₂O₅, produisant annuellement 180 000 tonnes. Par exemple, on peut atteindre un coût de production de 200 dollars/t de P₂O₅, avec du phosphate naturel à 20 dollars la tonne et de l'acide sulfurique à environ 32 dollars la tonne ou du phosphate naturel à 30 dollars la tonne et de l'acide à 21 dollars la tonne. A titre de comparaison, le cours sur le marché mondial était en décembre 1978 d'environ 220 dollars la tonne. Toutefois, si l'acide devait être expédié, il faudrait ajouter les coûts de la clarification et du terminal d'expédition.

3. TSP, DAP et MAP

On trouvera à la figure 23 les coûts clés en main estimés (1,5 fois le coût aux limites des batteries) de la production de TSP, de DAP et de MAP par les procédés utilisant une bouillie. Comme il a été exposé dans le chapitre XIV, il existe des méthodes meilleur marché, telles que le procédé à partir d'une masse fondue pour MAP et APP, le procédé à réacteur tubulaire pour le DAP et le procédé par granulation en sortie de cave pour le TSP, mais ils sont relativement récents et l'on dispose de peu d'expérience à l'échelle commerciale; de plus, ils peuvent manquer de souplesse. Pour les coûts d'exploitation et les besoins de ces procédés, voir chapitre XIV.

4. Complexes produisant des phosphates

Contrairement aux complexes ammoniac-urée, il est rare que ces complexes ne fournissent qu'un seul produit. S'ils sont orientés vers l'exportation, ils peuvent en fabriquer plusieurs pour divers marchés, tels que : acide phosphorique, MPA non granulé, MAP, DAP et TSP granulés ou l'une ou

Figure 21. Coût d'exploitation d'usines d'acide phosphorique en fonction de leur capacité et du taux d'utilisation de celle-ci

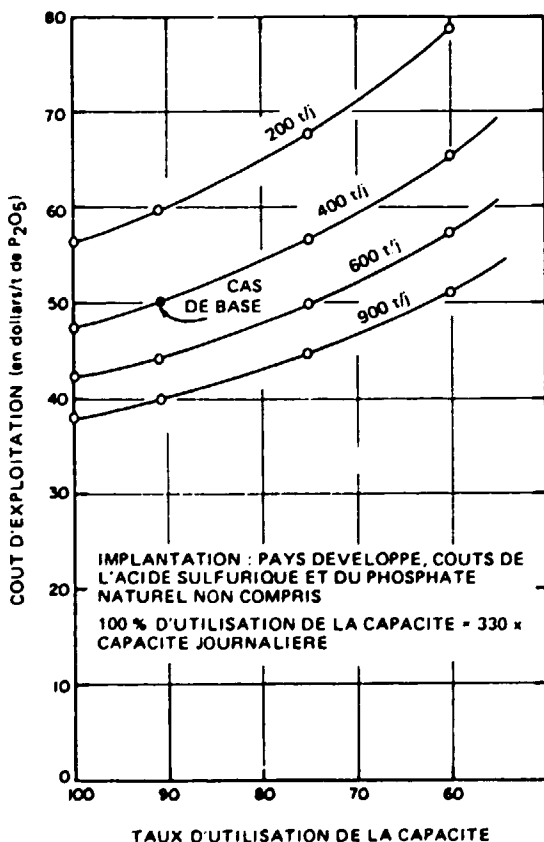


Figure 22. Coût de production de l'acide phosphorique pour diverses combinaisons de coûts de l'acide sulfurique et du phosphate naturel. Implantation pays développé; phosphate naturel à 33% de P₂O₅; capacité, 600 t/j; production, 180 000 t/an

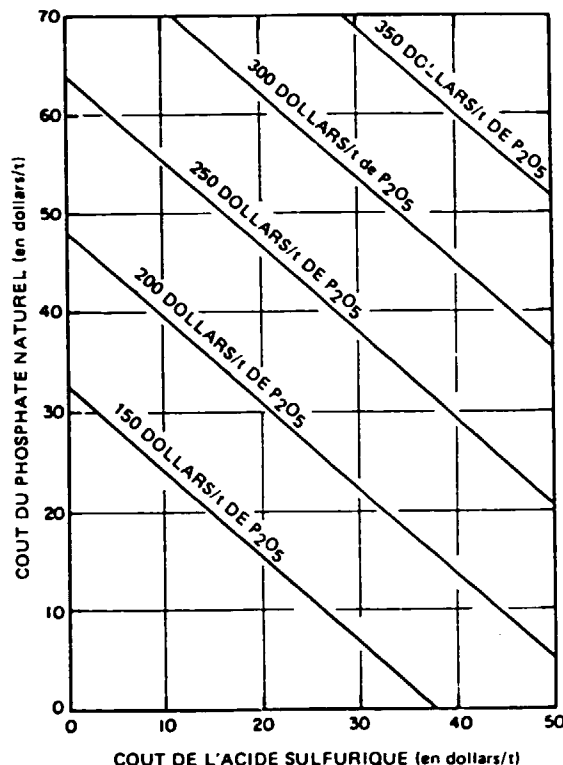
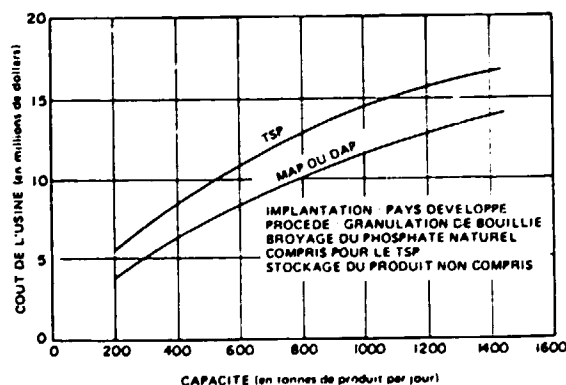


Figure 23. Coût estimé d'usines de TSP, de MAP et de DAP



l'autre combinaison de ces produits. Lorsqu'il s'agit de desservir le marché national, les produits peuvent être l'un quelconque de ceux que nous venons d'énumérer ou, très souvent, une série d'engrais composés. Dans le présent chapitre, nous envisageons deux catégories de complexes : acide sulfurique-acide phosphorique-TSP et acide sulfurique-acide phosphorique-DAP; ces derniers pourraient aussi, moyennant de très faibles modi-

fications, fournir du MAP granulé. On trouvera dans la figure 24 les coûts estimés de la construction de ces complexes.

t/j de P ₂ O ₅ dans le DAP	Coût, en millions de dollars			
	200	400	600	800
Usine d'acide sulfurique	9,6	14,2	18,5	22,7 ^a
Usine d'acide phosphorique	12,6	20,0	25,4	29,7
Usine de DAP	7,1	10,9	13,6	17,4 ^b
Stockage du produit	1,1	2,3	3,4	4,5
Total pour un complexe produisant du DAP	30,4	47,4	60,9	74,3
t/j de P ₂ O ₅ dans le TSP	274	548	822	1 096
Usine de TSP	19,9	15,6	22,1 ^b	25,0 ^b
Stockage du produit	1,6	3,1	4,7	6,1
Total pour un complexe produisant du TSP^c	34,7	52,9	70,7	83,5

^aOn suppose deux lignes d'acide sulfurique

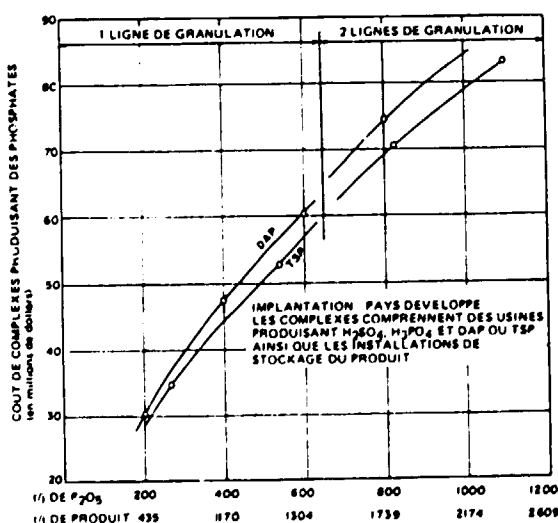
^bOn suppose deux lignes de granulation

^cNon compris le terminal à ammoniac et les installations de stockage de ce dernier.

^dY compris les usines d'acides sulfurique et phosphorique ci-dessus

On a estimé le coût de production du DAP ou du TSP dans un complexe produisant des phosphates, d'après les données des chapitres précédents et de ce chapitre, à partir du coût en capital estimé de la figure 24; les coûts administratifs et divers ont été ajoutés au coût du produit final seulement (non aux produits intermédiaires). De plus, on a supposé que l'ensemble du complexe était autosuffisant en vapeur. Dans le cas de base, il s'agissait d'une production de 400 t/j de P₂O₅ sous forme d'acide phosphorique et de 870 t/j de DAP ou 1 191 t/j de TSP. Les besoins en matières,

Figure 24. Coût estimé de complexes produisant des engrais phosphatés



premières ont été ajustés pour tenir compte d'une perte de 3 % de P₂O₅ au cours de la conversion de l'acide phosphorique en produit final. Les calculs concernant ce cas de base sont résumés ci-dessous.

Complexe produisant des phosphates, cas de base
(400 t/j de P₂O₅ sous forme de H₃PO₄)

Coût en capital : DAP 47,4 millions de dollars;

TSP, 52,4 millions de dollars

Production, DAP : 870 t/j, 261 000 t/an

Production, TSP : 1 191 t/j, 357 300 t/an

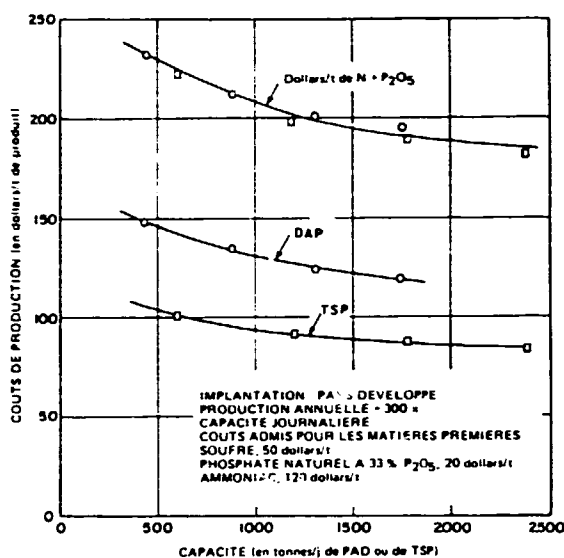
	Dollars/t de produit	
	DAP (18-46-0)	TSP (0-46-0)
Soufre, 50 dollars la tonne	22,39	16,35
Phosphate naturel, 20 dollars la tonne	30,51	30,27
Ammoniac, 120 dollars la tonne	26,88	—
Total des matières premières	(79,78)	(46,62)
Services auxiliaires, combustibles, fournitures, etc.	7,22	6,54
Coûts liés à la main-d'œuvre	10,20	7,97
Coûts liés au capital	32,09	26,16
Total partiel	129,29	87,29
Coûts administratifs et divers, 5 %	6,46	4,36
Coûts de production	135,75	91,65
Rendement de l'investissement, 10 %	18,16	14,67
Prix de vente départ usine (en vrac)	153,91	106,32

Dans le cas de base ci-dessus, les coûts liés à la main-d'œuvre et au capital sont plus élevés par tonne de produit pour le DAP, parce que les calculs se fondent sur la même quantité de P₂O₅ apporté sous forme d'acide phosphorique, tandis que, dans le cas du TSP, la quantité supplémentaire de P₂O₅ sous forme de phosphate naturel a pour effet un fonctionnement à plus grande échelle et une production plus élevée de P₂O₅; les coûts par tonne de produit sont donc plus faibles pour le TSP que pour le DAP.

On pourrait aussi comparer, en supposant la production d'une même quantité de P₂O₅; dans ce cas, il faudrait moins d'acide phosphorique pour le TSP que pour le DAP et les coûts unitaires pour l'acide phosphorique augmenteraient. Des comparaisons de ce genre ont été faites dans les chapitres XIV et XVII.

Le coût de production a été calculé pour des capacités allant de 200 à 800 t/j de P₂O₅ sous forme d'acide phosphorique, correspondant à 200 à 800 t/j de P₂O₅ sous forme de DAP ou 274 à 1 096 t/j sous forme de TSP. Les résultats sont indiqués dans la figure 25 en termes de coût de production par tonne de produit et par tonne d'éléments nutritifs (N + P₂O₅). Le coût de production par tonne d'éléments nutritifs est à peu près le même pour le TSP et pour le DAP; il est donc représenté par une seule courbe, mais c'est là une coïncidence qui dépend des coûts admis pour les matières premières, en particulier le soufre et l'ammoniac, la quantité de phosphate naturel

Figure 25. Coûts de production estimés du DAP et du TSP fabriqués dans un complexe

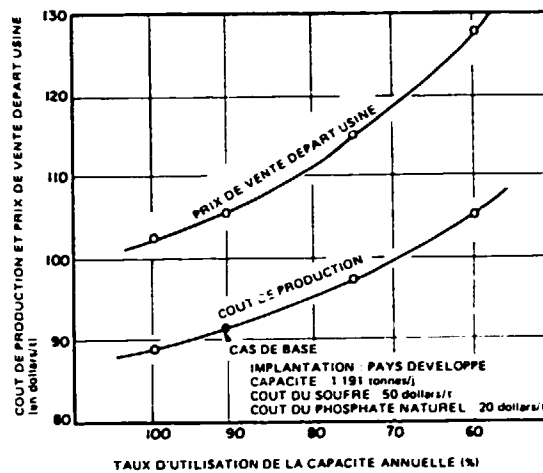


nécessaire étant à peu près la même pour les deux produits. Le coût des matières premières représente environ la moitié du coût de production de l'un et l'autre produit, dans l'estimation concernant le cas de base. Une augmentation de 50 % des coûts liés au capital, ce qui pourrait être le cas dans certains pays en développement, ajouterait environ 16 dollars/t au coût de production du DAP et 13 dollars/t à celui du TSP. Le coût de production par tonne d'éléments nutritifs (N + P₂O₅) n'est pas une base satisfaisante pour comparer les mérites relatifs du DAP et du TSP; les critères de comparaison pour ces produits et pour d'autres ont été étudiés dans les chapitres XIV et XVII.

La figure 26 montre l'influence du taux d'utilisation de la capacité sur le coût de produc-

tion et le prix de vente départ usine du TSP produit par un complexe implanté dans un pays développé. Les calculs ont été faits en supposant une capacité de 1 191 t/j de TSP, ce qui correspond à une capacité de production d'acide phosphorique d'environ 400 t/j de P₂O₅.

Figure 26. Influence du taux d'utilisation de la capacité sur le coût de production et le prix de vente départ usine de TSP (en vrac, 46 % de P₂O₅), pour un complexe comprenant des usines d'acide sulfurique, d'acide phosphorique et de TSP (procédé par granulation de bouillie)



F. Autres engrais

La production des autres engrais a été étudiée, du point de vue économique, dans les chapitres précédents, dans le cadre des données disponibles; nous n'y reviendrons pas ici.

XXVI. Problèmes qui se posent à l'industrie mondiale des engrais

L'ONUDI a organisé en janvier 1977 une réunion de consultation à l'échelle mondiale sur l'industrie des engrais afin d'étudier les moyens d'accroître leur production dans les pays en développement et d'examiner les problèmes qui se posent à cette industrie. Le but du présent chapitre est de signaler certains des problèmes décelés lors de cette réunion et de donner quelques suggestions sur la façon de les résoudre.

A. Il faut disposer de plus d'engrais

C'est une banalité de dire que, pour accroître la production agricole, il faut avant tout ajouter au sol des éléments nutritifs des plantes; c'est comme si l'on disait que les êtres humains ont besoin d'aliments pour survivre et améliorer leur santé. Les estimations montrent que l'ordre de grandeur d'augmentation de l'emploi de l'ensemble des éléments nutritifs (NPK) à prévoir pour la période 1975-2000, comparée à l'augmentation au cours des 25 dernières années est :

	Population (en milliards)		
	1950	1975	2000
Pays développés	0,86	1,13	1,35
Pays en développement	1,64	2,84	4,89
Total mondial ^a	2,50	3,97	6,24

	Utilisation d'engrais (en millions de tonnes de NPK)		
	1950	1975	2000
Pays développés	13	62	171
Pays en développement	1	20	92
Total mondial ^a	14	82	263

	Utilisation d'engrais (en kg par habitant)		
	1950	1975	2000
Pays développés	15	55	126
Pays en développement	0,6	7	19
Total mondial ^a	—	—	—

^aVoir chapitre II pour plus de détails sur les projections, notamment le taux d'application en kg/ha.

Cette estimation suggère qu'en l'an 2000 les pays développés consommeront 2,8 fois autant d'engrais qu'en 1975; ce dernier chiffre était égal à

4,8 fois celui de 1950. Dans les pays en développement, on estime que la consommation sera multipliée par 4,6 de 1975 à l'an 2000. Cependant, à cause du progrès démographique prévu, on pense que la consommation par habitant dans les pays en développement, y compris la Chine, sera seulement à cette époque 2,7 fois celle de 1975. En l'an 2000, le taux d'application prévu, en kg/ha, sera de 232 pour les pays développés, 83 pour les pays en développement. Cette estimation se fonde sur la demande projetée, non sur les quantités nécessaires pour fournir le niveau de nutrition plus élevé que demandera une population accrue; les chiffres calculés d'après le progrès démographique et les besoins nutritionnels pourraient fort bien être plus élevés.

En 1975, les pays en développement ont consommé environ 30 % de l'azote et 22 % du P₂O₅ fournis par l'industrie mondiale des engrais, mais ils n'en ont produit eux-mêmes que les deux tiers; leur part de la production mondiale d'azote n'a été que de 18 %; elle a été moindre pour les engrais phosphatés.

D'après les estimations, en l'an 2000, les pays en développement consommeront environ 92 millions de tonnes d'éléments nutritifs contenus dans les engrais, soit environ 35 % de la consommation mondiale. On a suggéré que les pays en développement devraient se fixer un minimum d'accroissement de la production d'engrais suffisant pour satisfaire leurs besoins à partir de l'an 2000, ou plus tôt si possible. Le rapport n'impliquait pas que chaque pays en développement devrait atteindre l'autosuffisance pour la production d'engrais mais que les pays en développement, en tant que groupe, devraient se fixer cet objectif.

D'après ce qui précède, qu'on admette un chiffre plus élevé ou plus faible pour la demande de NPK en l'an 2000, il est évident qu'il sera nécessaire de produire et d'utiliser plus d'engrais.

B. Difficultés liées à l'infrastructure

Les problèmes qui se posent à l'industrie mondiale des engrais, en particulier dans les pays en développement, ont été discutés en détail au cours de la première et de la deuxième réunion de

consultation sur ce sujet, qui ont été organisées par l'ONUDI en janvier 1977 et novembre 1978. Les paragraphes qui suivent expriment le consensus atteint [1].

Les participants à la réunion de consultation ont reconnu que le grand programme de construction d'usines d'engrais dans les pays en développement, dont la réalisation a déjà commencé, exigerait la réalisation d'une infrastructure adéquate. Les participants ont considéré divers aspects de la planification de l'infrastructure, notamment :

1. Transports (routes, chemins de fer et matériel roulant, installations portuaires et navires).
2. Services publics (distribution d'eau et d'électricité, réseaux de drainage et d'égouts).
3. Matière premières (approvisionnement en matières premières critiques).
4. Commercialisation (installations de stockage et réseau de distribution permettant aux produits d'atteindre les cultivateurs).
5. Services de vulgarisation agricole et pratiques agronomiques modernes.
6. Ressources humaines (qualifications des entrepreneurs, des gestionnaires et du personnel d'exploitation et d'entretien).
7. Politiques suivies (cadre général de la planification gouvernementale, législation, fixation des prix et politique économique).

Les participants ont estimé que la construction d'usines d'engrais serait grandement facilitée s'il existait une infrastructure comme celle qui vient d'être esquissée. Dans les pays en développement, il serait donc désirable d'implanter des usines d'engrais dans des zones où cette infrastructure existe déjà. Lorsqu'on détermine l'implantation exacte d'usines dans les différents pays en développement, il faut tenir compte de l'infrastructure nationale.

Bien que les participants aient insisté sur la nécessité de cette infrastructure, ils se sont rendu compte que la création de celle-ci ne pourrait pas être liée seulement aux usines d'engrais, mais devrait faire partie d'un plan global interne de planification et de développement et devrait être au service de diverses industries dans le cadre des plans régionaux et nationaux.

Les participants ont reconnu qu'il ne faudrait pas que l'absence d'une infrastructure empêche de décider la création d'usines et, d'autre part, que cette création aiderait au développement économique global des régions les moins avancées et stimulerait la création d'une infrastructure.

Compte tenu des coûts entraînés par la création d'une infrastructure et de la nécessité de produire des engrais assez bon marché pour que les cultivateurs puissent les acheter, les participants ont été d'avis qu'il ne serait pas correct de faire supporter aux projets concernant les engrais le coût total de l'infrastructure. Il fallait définir et délimiter clairement les éléments d'infrastructure incombant à l'Etat et aux autorités publiques,

devant donc être financés par le budget, et ceux liés directement aux projets de fabrication d'engrais.

Les participants ont reconnu que les conditions et les pratiques ne seraient pas les mêmes dans tous les pays en développement et qu'il faudrait donc adapter aux conditions locales la démarcation entre les domaines de responsabilité de l'Etat d'une part, et des projets d'autre part. On a cependant estimé, d'une façon générale, que les infrastructures de base, les transports et les services publics jusqu'à la limite du site devraient incomber aux autorités, les réalisateurs du projet se chargeant de l'infrastructure de commercialisation et des questions touchant l'environnement, y compris l'évacuation des effluents. Pour les ressources humaines, l'Etat se chargerait de la formation générale, les réalisateurs des projets assurant l'obtention des qualifications spéciales nécessaires pour les usines d'engrais.

Les participants ont estimé que la démarcation devait être faite de façon à réduire autant que possible le coût en capital des projets et, par conséquent, les coûts totaux de production.

Les participants ont souligné la nécessité d'une politique de l'infrastructure bien définie; ils ont suggéré que les pays en développement devraient établir un ensemble de lois, de règlements et de mesures concernant l'économie et la planification qui faciliteraient le développement de l'industrie des engrais.

Les participants ont reconnu que la formation d'un personnel qualifié était de première importance et suggéré que les dirigeants et les ouvriers devraient participer à tous les stades de la conception, de la planification et de la réalisation du projet. Ils ont aussi suggéré que des mesures devraient être prises pour assurer la santé et la sûreté des travailleurs et la protection du milieu et que les conventions pertinentes de l'Organisation internationale du travail (OIT) devraient être dûment observées.

La principale recommandation était que des efforts devraient être faits pour réduire les coûts d'infrastructure en les ventilant entre les réalisateurs de projets et les autorités publiques. Nous parlerons plus loin des avantages et de la réduction des coûts qu'entraînent de grandes usines d'engrais à implantation centrale ravitaillant des unités satellites, ainsi que l'accroissement de la capacité d'usines existantes par rapport à la création de toutes pièces d'usines dans des zones non industrialisées.

C. Retards à la construction d'usines d'engrais et à leur mise en service

Au cours des dernières années, on a consacré beaucoup d'études et de recherches théoriques et pratiques aux moyens qui permettraient de réduire les délais de construction et de mise en service à

pleine capacité de nouvelles usines d'engrais. L'expérience montre que, pour une usine d'ammoniac de 1 000 t/j et une usine d'urée de 1 650 t/j, le délai entre le moment où le financement est obtenu et les commandes placées et le moment où la production commence est de deux ans dans un pays développé, d'environ quatre ans dans un pays en développement. De plus, il s'écoule un à trois ans entre les études de bien-fondé, l'appel d'offres et l'étude des soumissions, l'établissement d'un projet à présenter aux banques, l'évaluation des avantages économiques et sociaux d'une part, l'obtention du financement et la passation des commandes d'autre part. Il y a donc un écart moyen de cinq à sept ans entre l'étude de bien-fondé et le début de la production d'essai. L'expérience acquise dans les pays en développement au sujet de nombreuses usines utilisant le gaz naturel ou le naphta montre que, pendant la première année de fonctionnement, le taux d'utilisation de la capacité nominale n'est que de 60 %. Il est de 70 % pendant la deuxième année et ainsi de suite. Les usines consommant du charbon peuvent donner des résultats encore inférieurs. Il est très rare, dans ces pays, qu'un projet atteigne un taux d'utilisation de la capacité nominale de 100 % dès la première année, tandis que, dans les pays développés, cela arrive souvent, mais non toujours. On a fait diverses suggestions en vue de réduire ces délais dans les pays en développement, afin d'éviter non seulement les pertes dues au blocage du capital, mais aussi les réductions de production qui peuvent entraîner une perte de revenus à l'exportation ou, dans les pays où la demande est considérable, la réduction des réserves en devises étrangères qu'exige l'importation d'engrais.

On a avancé d'autres raisons expliquant les délais dans les pays en développement : retards à la fourniture d'équipements d'origine nationale, manque de personnel qualifié, fourniture insuffisante d'énergie électrique, d'eau et de matières premières. L'engorgement des moyens de transport et les autres problèmes d'infrastructure sont sérieux en dehors des zones industrielles et dans les régions reculées.

Il est donc logique de se demander si, dans les pays où il existe déjà des usines d'engrais, on ne pourrait pas réduire beaucoup le délai de construction si l'on développait les usines existantes, disposant d'une infrastructure et de personnel qualifié, ou si l'on construisait au même endroit des unités parallèles. De toute façon, on estime que les usines construites en dehors des zones industrielles coûtent 40 % de plus que le développement d'usines existantes ou la création d'unités parallèles. Toutefois, il faut comparer l'économie ainsi réalisée au coût accru du transport des produits à plus grande distance.

D. Pleine utilisation des capacités existantes

L'un des problèmes les plus importants qui se posent aux usines d'engrais dans les pays en développement est la sous-utilisation des capacités existantes. On a estimé que, si toutes les usines de ces pays utilisaient pleinement leur capacité, les pays en développement, en tant que groupe, seraient autosuffisants — ou presque — pour les engrais azotés.

Il existe diverses raisons, internes et externes, pour qu'une usine d'ammoniac et l'usine d'urée qui lui est associée soient incapables, malgré le recours à des techniques modernes, d'atteindre et de conserver un taux d'utilisation de 100 % de la capacité nominale.

Les raisons internes sont :

1. Problèmes dus à des erreurs de conception de l'usine et à un équipement inadéquat.

L'une des principales précautions à prendre lors de la création d'usines d'engrais devrait être de les concevoir d'après une analyse faite avec soin des données fondamentales. Des erreurs de conception entraîneront des difficultés de fonctionnement. On a souligné la nécessité d'études de bien-fondé et de rapports sur les projets de façon à assurer l'installation d'usines viables et efficaces. Ensuite, il faut choisir des entrepreneurs de bonne réputation, adopter des techniques ayant fait leurs preuves et rédiger avec soin les documents de soumission et les contrats.

2. Problèmes dus à un mauvais entretien.

Les participants ont noté que l'une des clés d'une utilisation plus complète de la capacité et d'un meilleur fonctionnement était un système d'entretien préventif régulier s'appuyant sur une main-d'œuvre qualifiée et un approvisionnement régulier en pièces de rechange. Les participants ont été d'avis que les entrepreneurs et les ingénieurs-conseils devraient aider les acheteurs à établir des calendriers d'entretien et fournir des listes des pièces de rechange importantes dont il devrait exister un stock. A cause de la difficulté d'obtenir ces pièces, les pays en développement devraient, avec l'aide des entrepreneurs, assurer que leurs ateliers soient équipés de façon à pouvoir, autant que possible, les fabriquer dans le pays. Les pays en développement devraient aussi abréger les procédures concernant l'importation de pièces de rechange dont le besoin est urgent.

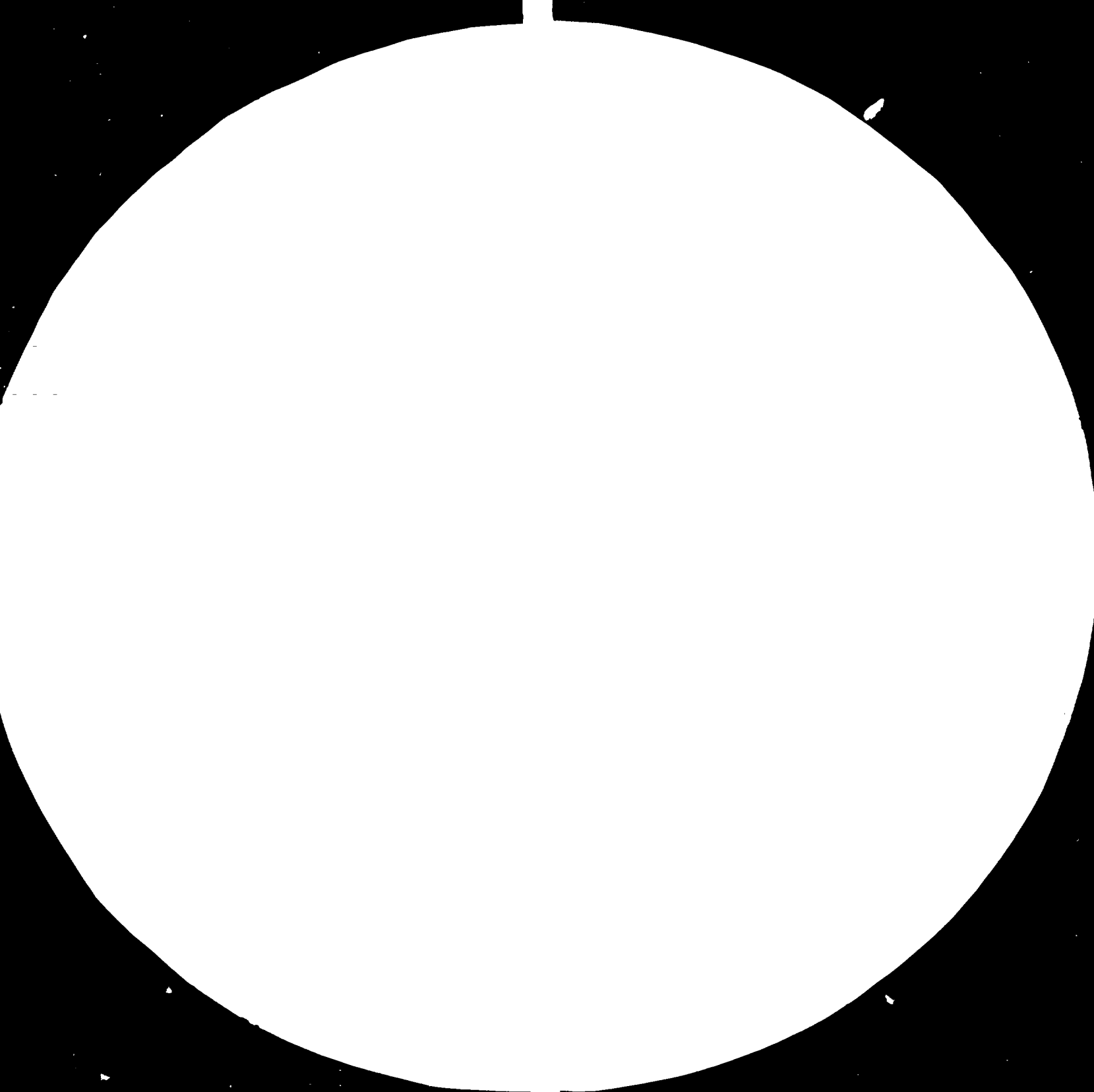
3. Problèmes dus au manque de qualification des travailleurs, notamment du personnel d'entretien :

Les participants ont reconnu que la formation d'un personnel qualifié (cadres,

86.09.23

AD.87.11

1115511





32



36

4



MICROCOPY RESOLUTION TEST CHART

NATIONAL BUREAU OF STANDARDS
STANDARD REFERENCE MATERIAL 1010A
APPLICABLE TEST CHART NBS 1010A

ouvriers de production et personnel d'entretien) était essentielle au bon fonctionnement des usines d'engrais. La formation de ce personnel devrait être assurée longtemps avant la mise en service des usines. La formation continue est également nécessaire.

4. Pénurie et prix élevé des matières premières et des pièces de rechange.

Les raisons externes sont :

1. Contraintes du marché :

Les participants ont noté que la capacité pourrait être sous-utilisée si l'on ne prenait pas les dispositions voulues pour la commercialisation du produit à l'échelon national, régional ou international. Ce problème est surtout important pour les pays en développement qui créent des usines orientées principalement vers l'exportation.

2. Infrastructure inadéquate :

Dans bien des pays, les principaux facteurs dont dépend une utilisation élevée de la capacité sont les goulots d'étranglement au niveau des transports et du stockage, une fourniture insuffisante et irrégulière d'électricité et, chose la plus importante, la difficulté de disposer d'eau de bonne qualité. On a signalé que la mauvaise qualité de l'eau déminéralisée utilisée pour alimenter les chaudières et pour le refroidissement en circuit fermé réduisait le rendement des turbines et des échangeurs de chaleur. De nombreux pays en développement annexent des centrales électriques à leurs usines d'engrais pour assurer une fourniture fiable d'électricité : c'est un pas dans la bonne direction.

3. Prix cycliques et inéquitables des engrais :

Dans les pays en développement où la demande intérieure est forte, celle-ci n'augmentera que si les prix des céréales assurent un rendement raisonnable aux cultivateurs employant des engrais et si ces derniers atteignent le plus grand nombre de cultivateurs vivant en économie de subsistance qui aujourd'hui les emploient rarement ou les emploient mal.

E. Etablissement des contrats

Les participants au Séminaire technique sur les méthodes d'établissement de contrats et les systèmes d'assurances pour l'industrie des engrais et l'industrie chimique en général, qui a eu lieu à Lahore (Pakistan) du 25 au 29 novembre 1977 (voir document II/WG.259/26), ont souligné l'importance de contrats destinés à assurer une

bonne construction et un bon fonctionnement des usines d'engrais. Beaucoup de pays qui ont l'intention de construire des usines de ce genre ne savent pas comment protéger pleinement leurs intérêts. Quoique les pays expérimentés connaissent bien les garanties, les pénalités, les primes et les indemnités pour panne de machines pendant la première année de fonctionnement, ainsi que les procédures d'arbitrage, il est nécessaire de détecter les inconvénients éventuels et d'y remédier précocement.

Une question importante actuellement étudiée par l'ONUDI et d'autres institutions spécialisées des Nations Unies est la façon d'indemniser les réalisateurs d'un grand projet, coûtant par exemple 200 millions de dollars, pour les pertes indirectes dues à une cause quelconque, en contractant une assurance à laquelle pourraient participer l'acheteur, le vendeur, les pays en cause et les institutions assurant le financement. Les sociétés d'assurances hésiteront à entrer dans ce domaine et à fixer des primes si l'on ne peut pas déterminer la cause exacte des pertes et identifier le responsable. Les primes seront certainement élevées, et déterminer la cause et la responsabilité en matière de pertes indirectes est difficile et prend beaucoup de temps.

On a aussi suggéré de créer un fonds, sous le contrôle d'un organisme international, auquel toutes les usines en cours de construction dans le monde paieraient une prime; ce fonds indemniserait ensuite les pertes indirectes dues à la faute de qui que ce soit. Ce n'est pas une solution facile, mais il vaut la peine de l'étudier. On remarque que, tandis que beaucoup de pays développés garantissent les investissements qu'ils font et les prêts qu'ils accordent, directement ou par l'intermédiaire d'entrepreneurs, quand il s'agit de pays en développement, les acheteurs de ces pays n'ont aucune garantie que les sommes considérables qu'ils investissent fourniront des biens et un rendement comme prévu. A ce sujet, on a suggéré que la protection contre les pertes indirectes incombe aussi aux pays fournisseurs et aux établissements financiers, dont le but devrait être d'assurer l'utilisation productive de leur argent et de leurs services.

F. Augmentation des coûts en capital et du prix des matières premières

Il y a cinq à dix ans, on pouvait installer dans un pays en développement une usine d'ammoniac de 1 000 t/j et une usine d'urée de 1 700 t/j pour environ 90 à 100 millions de dollars; aujourd'hui, les coûts peuvent aller de 180 à 330 millions de dollars, suivant la difficulté d'accès du site et le degré de développement de l'infrastructure. Les

matières premières ont aussi beaucoup augmenté, en particulier les matières premières importées pour la fabrication d'ammoniac.

Pour les pays en développement qui ont déjà construit de grandes usines, un moyen de réduire le total des investissements nécessaires pour une nouvelle capacité de production est de construire des usines parallèlement à celles déjà existantes ou à côté d'elles: on disposera donc dès le début d'une main-d'œuvre qualifiée, d'une infrastructure, de l'expérience en matière de commercialisation et de stockage, de sources de matières premières et surtout de cadres qualifiés et bien informés. Cependant, il faut tenir compte du coût du transport et de la commercialisation des produits, qui sera plus élevé que si l'on dispersait des usines dans les zones consommatrices. Le choix dépendra donc sans doute du système de transport et de distribution (voir chapitre XXIV).

G. Financement

On a souvent dit que pour un projet viable et bien conçu, qu'il soit orienté vers l'exportation d'engrais ou la vente sur le marché national, on n'aura aucune difficulté à obtenir un financement bilatéral, multilatéral ou international, comme le montrent les déclarations sur le financement faites par la Banque mondiale, la Banque asiatique de développement, la Kreditanstalt für Wiederaufbau allemande, etc.

Un résumé des projets financés par la Banque mondiale et l'Association internationale de développement en 1974, 1975 et 1976 montre que le total des prêts pour usines d'engrais s'est élevé à 807 millions de dollars, soit environ 45 % des prêts faits par ces organismes pour l'ensemble des projets industriels.

On peut donc affirmer que, pour les pays réputés solvables, le financement ne pose aucun problème pour les projets viables, mais ce n'est pas le cas pour ce qu'on appelle les pays non réputés solvables, les pays sans littoral ou les pays insulaires qui ne disposent pas de matières premières bon marché, de savoir-faire ou d'une demande nationale importante. Beaucoup de ces pays désirent construire des usines d'ammoniac d'une capacité de 100 à 300 t/j utilisant le mazout, le charbon, l'électricité ou d'autres matières premières disponibles. Ils éprouvent des difficultés à trouver des sources de financement à des taux raisonnables et aussi des entreprises d'ingénierie et de construction disposées à réaliser ces projets; celles qui acceptent cherchent à obtenir un rendement élevé et les coûts pour ces pays sont exagérés. Ce sont là les pays qui ont besoin d'une assistance régionale, interrégionale ou internationale.

H. Cycles des cours mondiaux des engrais

Nous connaissons tous ce phénomène. Beaucoup d'experts prédisent que nous traversons actuellement un cycle de ce genre. Après le traumatisme de 1974 et de 1975, où le prix f.o.b. de l'urée atteignit 300 dollars par tonne et il y eut une pénurie mondiale, les pays développés comme les pays en développement désirent que les prix, comme l'offre et la demande, restent à des niveaux équitables.

Pour une amélioration continue de la demande et de l'utilisation effectives des engrais dans les pays en développement, il faut qu'il y ait un rapport avantageux entre le prix des céréales et celui des engrais. Dans de nombreux pays en développement, il est impossible d'accroître le prix des céréales destinées à l'alimentation humaine, car le pouvoir d'achat de l'immense majorité de la population est stagnant; il faut donc maintenir les prix des engrais à un niveau raisonnable. De plus, il faut améliorer les rendements et amener un plus grand nombre de cultivateurs à utiliser des engrais et d'autres apports non seulement grâce au crédit, à des démonstrations et à la possibilité de s'en procurer à des prix raisonnables, mais aussi grâce à des prix raisonnables des produits agricoles.

Comme on le sait, la CNUCED et la FAO discutent du problème des stocks régulateurs non seulement pour les produits agricoles, mais aussi pour des apports agricoles tels que les engrais. Des fonds de péréquation ou de stabilisation pour les marchandises sont aussi un résultat des négociations Nord-Sud qui ont eu lieu récemment à Paris.

La FAO et l'ONUDI ont proposé des systèmes d'options d'achat à long terme pour assurer une fourniture adéquate d'engrais aux pays en développement, en particulier ceux les plus gravement atteints par la pénurie. Le système d'options de l'ONUDI pour les engrais fonctionnerait de la façon suivante: tous les pays développés, les compagnies et les organisations de pays tels que le Japon, les Etats-Unis et les pays européens s'engagent à réserver un certain pourcentage de leur production au système d'options, ce pourcentage représentant l'excédent par rapport à la demande intérieure. Les pays en développement feraient donc appel à ces quantités à des prix qui seront négociés pour une longue durée, mais avec possibilité de révision d'un commun accord. Dans ces conditions, les pays développés pourraient faire fonctionner leurs usines jusqu'à 110 % de leur capacité installée, tout en satisfaisant leur demande nationale qui peut équivaloir à 80 % de cette capacité. Ils pourront ainsi réduire les coûts de production et les pays en développement disposeront d'une source à prix raisonnables.

Mais dans l'avenir prévisible, de nombreux pays en développement semblent ne pas pouvoir éviter les importations.

I. Transfert de technologie et de savoir-faire

Cela nous amène logiquement aux questions de transfert de technologie et de savoir-faire. Les technologies doivent être appropriées et n'être transférées qu'à ceux qui sont capables de les utiliser et de les améliorer. Ce problème attire beaucoup l'attention au sein de la CNUCED, de l'ONUDI, du Programme des Nations Unies pour la science et la technologie, de l'IFDC et de nombreuses autres organisations. Les techniques de production d'engrais sont d'importance vitale pour de nombreux pays en développement et le transfert doit se faire rapidement dans des conditions équitables. L'ONUDI vient de créer une banque d'informations et de données techniques; elle profitera de l'expérience acquise par la FAO, l'IFDC et la Banque mondiale.

Un aspect important de ce sujet est l'impact que les pays en développement possesseurs de technologies avancées peuvent avoir sur d'autres pays en développement moins avancés. Le transfert de technologie et la coopération économique entre pays en développement font l'objet aujourd'hui de programmes de base dans de nombreuses institutions spécialisées des Nations Unies; c'est le cas, par exemple, pour la production et l'utilisation des catalyseurs. Des pays comme l'Inde et le Mexique peuvent aider de nombreux autres pays en développement. L'Inde, le Pakistan, l'Iran, le Mexique et le Brésil, pour ne citer que quelques pays, disposent du savoir-faire nécessaire pour la construction de l'équipement destiné aux usines d'engrais et peuvent transférer l'expérience qu'ils ont acquise dans l'évaluation et l'utilisation de différentes technologies.

J. Coopération régionale et sous-régionale

Des exemples de cette coopération sont évidents dans le Groupe andin, l'Association des nations de l'Asie du Sud-Est, etc. Il faut signaler les efforts de l'Inde pour réaliser, seule ou en coopération, des projets d'usines d'engrais dans la zone du Golfe, à Sri Lanka et au Bangladesh, ainsi que la proposition de coopération entre les Philippines et l'Indonésie: les Philippines concentreraient leur activité sur les phosphates et l'Indonésie sur l'azote.

Les participants à la Réunion de consultation sur l'industrie des engrais organisée par l'ONUDI ont déclaré [1]:

Coopération régionale

Les participants ont reconnu que la construction d'usines d'engrais et la création d'un réseau de commercialisation et de distribution seraient plus faciles dans les pays en développement où le marché des engrais est étendu; dans les autres, il serait désirable de prévoir une coopération régionale et une combinaison des ressources et des qualifications. Il faudrait aussi profiter des occasions de coopération plus étendue entre tous les pays en développement.

Les participants ont passé en revue les efforts déjà faits, dont divers arrangements de coopération régionale: Groupe andin, ADIFAL, SELA, OMVS, Union du fleuve Mano (le Libéria et la Sierra Leone), Fédération arabe de producteurs d'engrais chimiques, IDCAS, Association des pays de l'Asie du Sud-Est et région desservie par la Commission économique et sociale des Nations Unies pour l'Asie et le Pacifique (CESAP).

Les participants ont exprimé leur soutien à ces efforts; ils ont recommandé qu'ils soient intensifiés et que:

1. Une priorité élevée soit accordée aux programmes de ces groupes régionaux pour
 - a) procéder à des enquêtes de bien-fondé,
 - b) créer des usines d'engrais, c) réaliser, dans chaque région, un réseau de commercialisation et de distribution;
2. L'ONUDI devrait accorder une assistance technique et professionnelle à ces efforts de coopération régionale, devrait assurer des services de consultation en réponse aux demandes et devrait donner suite aux suggestions faites lors des réunions de consultation.
3. L'ONUDI devrait envisager d'offrir une assistance à la création de centres régionaux de développement pour l'industrie des engrais;
4. L'assistance technique et financière internationale, provenant notamment de sources bilatérales, devrait aussi être accordée à ces efforts de groupes régionaux.

En conclusion, on peut dire que, pour augmenter la production de l'agriculture afin de nourrir la population mondiale, l'apport le plus important, c'est-à-dire les engrais, doit être produit et livré, même aux cultivateurs les plus pauvres, au prix le plus bas possible. Ces cultivateurs auront besoin d'aide pour utiliser efficacement les engrais et accroître les rendements, ce qui améliorera l'économie rurale et, espère-t-on, élèvera le niveau de vie de ceux qui sont aujourd'hui laissés en dehors du processus de développement.

K. Evénements futurs qui pourraient réduire le coût des usines d'engrais ou la quantité d'engrais nécessaire

D'énormes efforts de recherche et de développement sont actuellement en cours dans de nombreux pays: ils auront peut-être pour effet d'accélérer la construction des usines d'engrais et d'en diminuer le coût, d'abaisser le prix de revient de leurs produits ou de réduire la quantité d'engrais nécessaire. Bien que certaines de ces études ne concernent pas directement la production d'engrais elles peuvent l'influencer. Nous en signalons rapidement quelques-unes.

1. Nouvelles méthodes de gazéification et de liquéfaction du charbon

De nombreux nouveaux procédés, actuellement à divers stades de la recherche et du développement, tendent à produire, à partir du charbon, des combustibles liquides ou gazeux plus efficacement ou plus économiquement que les procédés actuels. Il semble probable que certains d'entre eux pourront fournir des matières premières meilleur marché pour la fabrication d'ammoniac ou permettre d'utiliser plus efficacement le charbon comme matière première.

2. Autres combustibles fossiles

On accorde beaucoup d'attention à l'emploi des schistes et sables bitumineux. D'autres études portent sur l'extraction du méthane piégé dans les sables compacts, les formations schisteuses ou les couches de charbon, ou dissous dans l'eau salée de nappes aquifères souterraines sous forte pression (voir chapitre V).

3. Energie nucléaire

On a proposé plusieurs moyens d'utiliser l'énergie nucléaire pour la fabrication d'engrais azotés; des moyens améliorés de produire cette énergie pourraient les rendre intéressants.

4. Energie des courants océaniques

On a proposé des moyens d'obtenir de l'électricité en utilisant les différences de température entre courants océaniques; cette électricité pourrait servir à produire de l'hydrogène électrolytique pour la fabrication d'ammoniac [2].

5. Meilleure utilisation des déchets organiques

Une utilisation plus répandue ou plus efficace des déchets organiques pourrait réduire la quantité d'engrais chimiques nécessaire. Une perspective peut-être plus prometteuse est l'obtention, par fermentation anaérobie de déchets organiques, de méthane pour la fabrication d'ammoniac. On étudie aussi la pyrolyse de déchets organiques pour fournir un gaz combustible pouvant servir de matière première pour la même fabrication.

6. Fixation biologique de l'azote

Une grande partie de l'azote consommé dans le monde provient déjà de la fixation biochimique de l'azote dans le sol ou dans les eaux de surface. Beaucoup d'études sont en cours en vue de mieux utiliser ces processus, en particulier l'obtention, grâce au génie génétique, de nouvelles variétés de plantes pouvant fixer par symbiose l'azote atmosphérique.

7. Fixation enzymatique ou catalytique de l'azote

Plusieurs études sont en cours en vue de fixer l'azote par des processus enzymatiques ou catalytiques au voisinage de la température et de la pression normales. Certains résultats encourageants ont été publiés, mais, même d'après les prévisions les plus optimistes, il faudra dix à vingt ans pour mettre au point un procédé rentable [3].

8. Utilisation plus efficace des engrais azotés

Il est probable que plus de la moitié des engrais azotés appliqués sont perdus par divers mécanismes. Une utilisation plus efficace serait possible en améliorant les techniques de placement et le choix de la date d'application ou en utilisant des engrais à action lente. On pourrait ainsi réduire la quantité d'engrais nécessaire ou accroître les rendements. Un meilleur équilibre des éléments nutritifs contribuerait aussi à mieux utiliser non seulement l'azote, mais aussi les autres éléments.

9. Préfabrication d'usines d'engrais ou de modules

On a proposé plusieurs méthodes de préfabrication d'usines d'engrais ou de modules, certaines ont été employées pour construire la plupart des usines dans les zones industrielles où cela peut être fait plus vite, mieux et meilleur marché que dans des endroits reculés. L'usine ou

le module est alors transporté au site prévu et monté. Tandis que la plupart des recherches ci-dessus ne sont susceptibles d'applications pratiques qu'à long terme, la préfabrication d'usines est actuellement très utilisée dans de nombreux domaines et son application aux usines d'engrais paraît réalisable dans un proche avenir. Il semble donc utile d'examiner cette possibilité de façon plus détaillée, en particulier les usines flottantes, les usines palettisées sur patins ou placées en mer sur des plates-formes.

Modules et usines sur skids

Un moyen évident d'accélérer la construction et le montage sur place est le recours à des modules, unités préfabriquées dans un pays développé, que l'on transporte ensuite à l'endroit voulu. Toutefois, c'est moins facile qu'on ne pourrait le croire à première vue. Les usines chimiques sont en général des assemblages complexes de tuyauteries et d'appareils de précision tels qu'instruments de mesure, pompes et diverses machines tournantes. Si l'on cherche à expédier par mer des sous-ensembles de ce genre (particulièrement en pontée sur des navires de haute mer ordinaires) et à les transporter ensuite par terre, cela provoque souvent des dommages considérables, d'où pertes de temps et d'argent. De plus, le passage du transport maritime au transport terrestre est souvent difficile, faute du matériel nécessaire. Dans ces conditions, le système est limité à des charges relativement légères de matériels robustes.

Cependant, des fabricants ont envisagé le déplacement de modules préfabriqués pesant jusqu'à 1 000 tonnes, grâce à des navires ou à des barges de construction spéciale et à des véhicules terrestres pouvant recevoir des palettes sur skids aptes au transroulage. Ces modules peuvent être construits à 2 000 km ou plus de l'emplacement prévu et y être remorqués sur des barges de 120 x 30 m. On a affirmé que l'économie sur le coût total du projet, par rapport à une usine comparable construite sur place, serait de 10 %, malgré les dépenses nécessaires pour les barges spéciales et pour d'autres éléments d'équipement tels que d'énormes tracteurs à quatre points d'articulation pouvant remorquer des modules de 750 tonnes sur plusieurs kilomètres à l'intérieur des terres et monter des pentes de 6 %. Cette façon de faire peut s'appliquer à des centrales électriques, des fours à reformer, des logements, des tours de refroidissement et des chaudières. L'opération la plus importante jusqu'à ce jour est peut-être la construction à Prudhoe Bay, sur le North Slope de l'Alaska, d'un grand complexe de traitement de pétrole et de gaz, d'une valeur de 1 600 millions de dollars [4]. On a l'intention de transporter environ 75 % de l'équipement sous

forme de modules, certains d'entre eux hauts comme une maison de huit étages et provenant de chantiers distants de 16 000 km. Il faut faire remarquer que le principe n'est pas nouveau. Il y a 20 ans déjà, des fabricants fournissaient de petites usines d'ammoniac préfabriquées d'une capacité de 50 à 100 t/j (voir chapitre VI). Il existe aussi dans le commerce des usines d'urée analogues, de la capacité correspondante. Ces installations, formées d'environ 17 assemblages montés sur skids, pesant environ 20 à 40 tonnes chacun, reliés ensemble sur place, permettent de réduire la préparation du site et les travaux de génie civil et exigent moins d'espace.

D'après les fabricants, les avantages de ce procédé seraient, entre autres [5].

1. Desservir des zones agricoles reculées ayant accès à de petites réserves de matière première (gaz naturel ou naphta).
2. Desservir des endroits où l'on ne dispose pas de l'infrastructure nécessaire pour le montage de l'usine, en particulier de l'équipement, où l'on serait donc obligé de recourir à l'importation.
3. En cas de pénurie de matières premières, il est facile de transporter l'usine en un autre endroit voisin d'une source.
4. Il est plus facile d'obtenir, en cas d'adjudication au niveau international, une offre globale.
5. Il est plus facile d'obtenir le financement et l'assurance, ainsi que la mise en service à la date prévue.

En dehors des usines d'ammoniac et d'urée, on a construit en Amérique du Sud diverses installations de granulation montées sur skids, en vue de la production d'engrais NPK [6]; leur capacité va d'environ 5 à 20 t/h; elles desservent un centre agricole régional ou un petit marché, séparé, du point de vue logistique, de zones productrices ou consommatrices plus importantes.

Plates-formes

Depuis de longues années, les industries du pétrole, du gaz naturel et du soufre emploient, pour la prospection et la production, des tours de forage préfabriquées, montées sur des plates-formes installées dans des mers peu profondes. A mesure que la technologie progressait, on a ajouté diverses opérations telles que la séparation gaz-liquide, l'injection, la production de vapeur et d'électricité pour satisfaire les besoins de l'installation, ce qui a conduit à de grandes unités autonomes de traitement et d'habitation. On a mis au point diverses méthodes pour la mise en place et la stabilisation de ces plates-formes. En eaux peu profondes, on peut souvent monter la plate-forme

sur pilotis ou la laisser flotter en l'amarrant à des ancrés adéquates. A mesure que la prospection et la production atteignent des mers plus profondes et/ou plus agitées, comme la mer du Nord, on a créé de nouvelles techniques, telles que tours de forage semi-submersibles, navires échoués, barges, plates-formes se fixant solidement sur le fond de la mer au moyen de pattes réglables ainsi que d'énormes structures remorquées horizontalement sur place, puis basculées et coulées. On peut maintenant travailler à des profondeurs de plusieurs centaines de pieds dans une mer agitée. Les plates-formes peuvent contenir les installations nécessaires pour le stockage du brut, le traitement de la boue de forage, la séparation de l'huile et du gaz, la production d'énergie électrique et le logement d'un personnel nombreux.

Plusieurs organisations ont proposé d'utiliser ces plates-formes pour l'ammoniac, l'urée, le méthane et le gaz de pétrole liquéfié, ainsi que pour la production de gaz à partir de puits en mer, quand le coût d'un long gazoduc allant jusqu'au rivage et d'un bassin pour les expéditions serait prohibitif. Les produits seraient chargés directement dans des navires de petite ou de moyenne taille amarrés le long de la plate-forme ou dans de grands navires qui stockeraient le produit en attendant l'arrivée d'un grand pétrolier. Une étude récente portant sur de nombreux clients a montré que les plates-formes paraissent convenir pour les puits en mer dont le débit ne dépasse pas 3 millions de m³/j. Il apparaît que, si le débit atteint ou dépasse 6 millions de m³/j, un gazoduc allant jusqu'au rivage est plus rentable, bien que cela dépende de la distance. On affirme que placer des usines sur des plates-formes est bien plus avantageux que transporter des modules jusqu'à des sites terrestres éloignés.

Barges et bateaux

On s'intéresse beaucoup actuellement, sur le plan technique et sur le plan économique, à la construction de grandes usines chimiques (ainsi que d'hôtels, d'hôpitaux, de centrales électriques, etc.) sur des barges. Comme dans le cas des modules et des plates-formes, le principe est de fabriquer le plus possible dans le pays fournisseur et de réduire au minimum le travail sur place. Cependant, on peut utiliser les barges et les bateaux de diverses façons. Par exemple, on peut construire l'usine sur une barge ou dans la coque d'un bateau que l'on peut amarrer près d'un puits de gaz en mer (ou à côté du rivage s'il est possible d'amener à bord par conduite le gaz ou une autre matière première provenant d'un puits terrestre). Des produits tels que l'ammoniac, le méthanol, l'urée, le gaz de pétrole liquéfié et même le gaz naturel liquéfié peuvent être produits et transportés à terre ou dans d'autres pays des navires appro-

priés. Il y a un an ou deux, on a commencé des travaux en vue de produire de l'ammoniac et de l'urée à partir du gaz naturel de la région de Bontang, en Indonésie, mais ce projet a été abandonné pour diverses raisons. On devait installer une usine d'urée de 1 700 t/j dans la coque d'un ancien minéralier de 30 000 tonnes et lui fournir l'ammoniac provenant d'une usine placée dans un navire analogue adjacent. Certains chantiers navals européens avaient commencé à transformer les bateaux et à installer l'équipement, mais le projet n'a pas été mené à bonne fin.

Plusieurs organisations pensent qu'il vaut bien mieux construire des barges spécialement conçues pour recevoir des usines que transformer des cargos classiques, qu'en fin de compte cela revient moins cher et permet une plus grande souplesse. Certains affirment que leur usine d'ammoniac et d'urée de 1 700 t/j, montée sur barge, aura un tirant d'eau de 4 à 7 m une fois en service et que la charge sur le sol ne dépassera en aucun point 0,14 kg par cm². On peut donc installer l'usine en eau profonde ou peu profonde, dans un marais ou même sur la terre ferme, sans qu'une préparation poussée des fondations soit nécessaire; de plus, il serait facile de la dépiacer éventuellement.

Plusieurs chantiers navals d'Allemagne, de Belgique, d'Espagne, du Japon, de Norvège et de Suède se sont associés avec des compagnies de construction possédant le savoir-faire nécessaire pour réaliser de grandes usines d'ammoniac et d'urée, afin de proposer aux pays en développement des usines montées sur barges [7]. Leurs arguments peuvent se résumer comme suit, suivant le cas :

1. Utiliser les ressources en mer de matières premières;
2. Réduire d'environ deux ans le délai de livraison d'usines clés en main;
3. Permettre de réaliser des projets dans des régions où il n'existe aucune infrastructure, ce qui fait gagner du temps;
4. Faciliter le financement par des emprunts à plus court terme et à de meilleures conditions;
5. Réduire le coût de la construction et la provision pour responsabilités imprévues lors de la fixation du montant d'une soumission.

Dans un projet d'usine d'ammoniac de 1 000 t/j monté sur barge, les estimations ci-dessus prévoient :

1. Une installation de dessalement de l'eau de mer de 100 t/h; les besoins normaux en eau dessalée sont de 46 t/h.
2. Une centrale électrique comprenant un turbo-alternateur de 15 MW (l'usine exige au

démarrage 10 MW) et un alternateur de secours de 2,5 MW entraîné par un moteur Diesel.

3. Une installation de stockage pour 20 000 tonnes d'ammoniac, cette capacité pouvant être doublée en vue d'expéditions.

La taille de la barge correspondante peut varier. Un chantier naval a pu l'installer sur une barge de 74 m de large et 116 m de long. Dans certains cas, la centrale électrique ou l'installation de dessalement de l'eau peut être placée sur une seconde barge plus petite. Dans le cas de deux turbo-alternateurs de 25 MW, la barge a normalement 20 m de large et 65 m de long et déplace 1 800 tonnes [5].

Un exemple récent de ce type de construction est une usine de pâte à papier kraft blanchi de 750 t/j, construite sur deux barges, qui seront remorquées à un emplacement situé sur la rivière Jari, dans l'arrière-pays brésilien [8]. D'autres usines plus petites, avec réinjection complète du gaz et de l'eau, sont remorquées vers des emplacements éloignés du Moyen-Orient et d'ailleurs. Plusieurs grandes sociétés établiraient actuellement les plans d'usines complètes de gaz naturel liquéfié montées sur barges.

On envisage aussi activement le recours à des installations sur barges pour implantation permanente sur la terre ferme. La réalisation d'un projet important peut exiger plusieurs barges, par exemple une pour chacune des principales sections du procédé, une pour la centrale électrique, etc. Ces barges seraient remorquées du chantier naval jusqu'au site prévu qui aurait été préparé d'avance: ce pourrait être un lac artificiel peu profond voisin du rivage ou d'un cours d'eau. Les barges seraient amenées en position, le lac serait isolé, l'eau serait pompée et le lac remblayé. Une autre solution, lorsque l'accès à une zone à l'intérieur des terres est difficile et que la mer est peu profonde, est de construire une ou deux jetées, d'amener les barges dans les positions voulues et soit de les laisser à flot, soit de les couler. Il existe d'autres possibilités, suivant les circonstances.

Certaines implantations de projets (dans diverses régions du Moyen-Orient, par exemple), où l'on manque de main-d'œuvre qualifiée et d'installations portuaires adéquates ou de port en eau profonde, peuvent justifier des études techniques et financières détaillées sur le recours à des usines préfabriquées montées sur barges. C'est le cas, par exemple, pour un important projet, 2 500 t/j de méthanol et 1 000 t/j d'ammoniac-urée, destiné au Moyen-Orient. Les premières études, en 1975-1976, ont montré que, par les méthodes classiques de construction sur place, le coût en capital serait probablement d'au moins 500 millions de dollars, soit à peu près 35 % de plus que pour une usine analogue construite dans

un pays développé. Les études préliminaires sur la solution de remplacement proposée, construire l'usine sur six barges, les remorquer jusqu'à l'implantation prévue et les installer dans une lagune remblayée, ont montré que le coût probable ne serait pas plus élevé que pour un projet à réaliser sur place dans un pays développé [9]. En outre, l'usine, qui serait essayée à fu ad avant de quitter le chantier naval, pourrait entrer en service au moins un an plus tôt, ce qui rendrait le projet plus rentable. Pendant la construction de l'usine, on réaliserait la lagune et les installations locales telles que l'entrepôt pour le stockage du produit, les bureaux et les routes.

Résumé des principaux avantages et inconvénients

Les avantages des modules sont les suivants :

1. La construction peut se faire dans des conditions régulées quant à la qualité, à la main-d'œuvre et au coût des matériaux.
2. Le coût de la main-d'œuvre qualifiée et les frais généraux sont souvent moins élevés.
3. Il est en général plus facile de planifier le travail dans ces conditions, ce qui aide à réduire le coût de la main-d'œuvre.
4. Il est d'ordinaire possible d'essayer à fond les modules avant de les expédier.
5. On peut charger un seul fabricant de toute l'usine ou de toute une partie de celle-ci.
6. La durée et le coût de la construction peuvent être appréciablement réduits.
7. On peut faire une offre globale pour toute une usine ou toute une partie de celle-ci avec bien plus de confiance que dans le cas de construction sur place.
8. Il est souvent possible de concevoir l'usine de façon qu'on puisse éventuellement la démonter et la réinstaller ailleurs.

Les inconvénients des modules sont :

1. Pour les grands modules, il faut louer ou acheter un matériel spécial tel que barges se prêtant au transroulage, skids, grues et tracteurs spéciaux.
2. Le poids limite est actuellement d'environ 1 000 tonnes.

Les avantages des plates-formes sont :

1. Elles ont les mêmes avantages que les modules et en outre les suivants :
2. La plupart d'entre elles peuvent être facilement déplacées si nécessaire.
3. On dispose en général d'eau de refroidissement en quantité illimitée.
4. L'évacuation des effluents traités est facile.

5. Elles sont utiles quand on manque d'espace à terre.
6. Elles évitent la nécessité d'installations portuaires et d'engins de manutention coûteux.
7. Elles permettent de profiter de la concurrence à l'échelle mondiale entre chantiers navals et entre compagnies de construction, de façon à réduire au minimum la durée et le coût de la réalisation.
8. Les problèmes touchant l'environnement et la lutte contre la pollution sont moins difficiles.
9. Les plates-formes en nier ont fait leurs preuves et sont acceptées: on peut donc en général obtenir le financement et les assurances nécessaires.

Les inconvénients des plates-formes sont :

1. On peut être obligé de réduire l'activité par mauvais temps.
2. Elles exigent des approvisionnements fréquents, par bateau ou par hélicoptère, en particulier pour la nourriture du personnel.
3. La charge salariale et les frais généraux sont en général plus élevés que pour un fonctionnement à terre.
4. La protection contre la corrosion peut coûter nettement plus cher que pour une usine terrestre.

Les avantages et les inconvénients des barges flottantes sont analogues à ceux des plates-formes, mais elles peuvent résister moins bien au mauvais temps.

Les avantages des barges au sec sont les suivants :

1. Ils sont analogues à ceux des modules et des plates-formes, en particulier quant aux écono-

mies de temps et d'argent réalisables par rapport à une usine construite sur place.

2. Les fondations exigent d'ordinaire moins de travail.
3. On peut les concevoir et les implanter en prévision d'une réimplantation future.
4. Leur fonctionnement ne dépend pas de l'état de la mer.

Les inconvénients sont les suivants :

1. Elles peuvent exiger des travaux de dragage assez importants pour relier à la mer l'emplacement prévu.
2. Il peut être nécessaire d'utiliser plusieurs barges pour faciliter le remorquage et la mise en place.

L. Conclusion

Il est évident que la construction d'usines chimiques et d'autres installations par les techniques des modules, des plates-formes et des barges a fait ses preuves, qu'elle a de bonnes possibilités dans de nombreux pays en développement, en particulier ceux qui disposent d'hydrocarbures et d'autres matières premières au voisinage d'une mer ou d'un grand cours d'eau.

Il est intéressant de remarquer que les fabricants qui ont l'expérience de cette technique soulignent qu'il est important de concevoir dès le début et d'intégrer l'usine à réaliser par l'une de ces méthodes. Essayer de monter sur n'importe quelle plate-forme, coque de navire ou barge dont l'on dispose de grandes usines chimiques conçues en vue d'une construction classique sur la terre ferme coûtera vraisemblablement très cher.

Références

1. *Rapport de la Première réunion de consultation sur l'industrie des engrais*, 1977, Vienne (Autriche), 17 au 21 janvier. Document ID/WG. 242/8/Rev.1, daté du 4 février 1977.
2. "Maritime and Construction Aspects of Ocean Thermal Energy Conservation (OTEC) Plant Ships." 1976. Applied Physics Laboratory, The John Hopkins University, Laurel, Maryland 20810 (U.S.A.).
3. Chatt, J. 1976. "Nitrogen Fixation—Future Prospects", *Proceedings of the Fertiliser Society* (London), No. 155.
4. Pratt, C. J., and C. Keleti. 1977. "Concept for Floating, Barge-Mounted, Skid-Mounted, and Modular Fertilizer Process Plants", Private communication, December 5.
5. "Realizing the Potential of Small Ammonia Plants." 1976. *Nitrogen*, 100:77-79.
6. "GRANPAK, Fertilizer Granulation Plants." 1978. Fisons, Ltd., Suffolk IP11 7LP, England.
7. Bazin, Christian. 1976. "Une nouvelle activité pour les chantiers navals: les usines flottantes", *Nouveautés techniques maritimes*, recueil annuel publié par le *Journal de la marine marchande* (Paris).
8. "Floating Pulp Mill on the Amazon due for Startup in 1978." 1976. *Pulp Trade Journal*.
9. Verghèse, M. C., 1976. "Planning for New Fertilizer Production Facilities", Mission Report UNIDO/IOD.47.

Série "Mise au point et transfert des techniques"

- No 1 Systèmes nationaux d'acquisition des techniques (ID 187), numéro de vente : F.78.II.B.7, Prix : 8 dollars des États-Unis.
 - No 2 UNIDO Abstracts on Technology Transfer (ID 189), introduction en anglais, en espagnol, en français et en russe.
 - No 3 Fabrication de véhicules bon marché dans les pays en développement (ID 193), numéro de vente : F.78.II.B.8, Prix : 5 dollars des États-Unis.
 - No 4 Manuel sur le matériel d'essais et le contrôle de la qualité dans l'industrie textile (ID 200).
 - No 5 Techniques d'utilisation de l'énergie solaire (ID 202), numéro de vente : F.78.II.B.6, Prix : 10 dollars des États-Unis.
 - No 6 Les techniques audiovisuelles au service de l'industrie (ID 203).
 - No 7 Techniques provenant des pays en développement (I) (ID 208).
 - No 8 Procédés de fabrication des engrais phosphatés (ID 209).
 - No 9 Procédés de fabrication des engrais azotés (ID 211).
 - No 10 Briquetterie - profil d'une industrie (ID 212), numéro de vente : F.78.II.B.9, Prix : 4 dollars des États-Unis.
 - No 11 Profils techniques sur l'industrie sidérurgique (ID 218).
 - No 12 Principes directeurs pour l'évaluation des accords de transfert de technologie (ID 233).
 - No 13 Manuel des engrais (ID 250).
 - No 14 Etudes de cas d'acquisition de technologie (I) (ID 257).
 - No 15 L'autosuffisance technologique des pays en développement : vers l'adoption de stratégies opérationnelles (ID 262).
- En Europe, en Amérique du Nord et au Japon, toutes les publications citées ci-dessus peuvent être obtenues gratuitement, à l'exception de celles qui sont marquées d'un astérisque et qui sont mises en vente séparément, dans ces régions. Dans les autres régions, toutes les publications, sans exception, peuvent être obtenues gratuitement.
- Pour obtenir des numéros gratuits, il suffit d'adresser une demande au Rédacteur en chef du *Bulletin d'Information*, boîte postale 300, A-1400 Vienne (Autriche), en indiquant le titre et la cote du ou des documents souhaités.
- Il est possible de commander les numéros mis en vente, en indiquant le titre et le numéro de vente, aux vendeurs autorisés des publications des Nations Unies ou à l'un des services suivants :
- | | |
|---|--|
| <p align="center"><i>Pour l'Europe</i></p> <p align="center">Section des ventes
Office des Nations Unies
CH-1211 Genève 10
(Suisse)</p> | <p align="center"><i>Pour l'Amérique du Nord et le Japon</i></p> <p align="center">Section des ventes
Nations Unies
New York, New York 10017
(États-Unis d'Amérique)</p> |
|---|--|

