

الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية
REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

8/85

وزارة التعليم العالي
MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR

المدرسة الوطنية للعلوم الهندسية
المكننة
ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

BIBLIOTHEQUE 1ex

DEPARTEMENT : GENIE CHIMIQUE

PROJET DE FIN D'ETUDES

SUJET

ETUDE
D'UNE INSTALLATION
DE PRODUCTION
DE L'UREE

Proposé et dirigé par :
Mr V. VANTCHOURINE

Etudié par :
A. HADJ-SAID

PROMOTION : JUIN 1985

الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية
REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

وزارة التعليم العالي
MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

DEPARTEMENT : GENIE CHIMIQUE

PROJET DE FIN D'ETUDES

SUJET

ETUDE
D'UNE INSTALLATION
DE PRODUCTION
DE L'UREE

Proposé et dirigé par :
Mr V. VANTCHOURINE

Etudié par :
A. HADJ-SAID

PROMOTION : JUIN 1985

* * * * *
* * * * *

PRESIDENT :

Mr A. BENJAMAA ,Maître assistant.

EXAMINATEURS :

Mme T. DJELLAS ,Maître assistante.

Mr D. DOUCHANOV ,Maître de conférence.

Mr D. LYAKOV ,Maître de conférence.

Mr V. VANTCOURINE ,Maître assistant.

--ooOoo-- REMERCIEMENTS ET DEDICACES --ooOoo--
-o-o-o-o-o-o-o-o-o-o-o-o-o-o-o-o-o-

Je tiens à exprimer mes sincères remerciements à Monsieur V. VANTCHOURINE, qui m'a dirigé et suivi au cours de l'élaboration de ce projet de fin d'études.

J'adresse aussi mes vifs remerciements à Monsieur A. BENDJAMAA, pour l'aimabilité avec laquelle, il a bien voulu assurer la présidence du Jury, ainsi que Madame T. DJELLAS et Messieurs D. DOUCHANOV, D. LYAKOV, d'avoir accepté de juger mon travail.

Que tous ceux et celles, qui ont contribué à ma formation pendant la durée de mes études, ainsi que ceux qui m'ont prêté main, trouvent ici, l'expression de ma profonde gratitude.

Enfin, je dédie ce modeste travail :

- * A la mémoire de mon défunt père.
- * A ma mère.
- * A mes frères et soeurs.
- * A tous ceux qui me sont chers.

En témoignage de ma profonde affection.

A. HADJ-SAÏD.

MINISTÈRE DE L'ENSEIGNEMENT SUPÉRIEUR.

ÉCOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE.

Département : GENIE-CHIMIQUE.

Promoteur : VANTCHOURINE.

Elève Ingénieur: HADJ-SAÏD AÏSSA.

وزارة التعليم العالي
المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
مدرسة الهندسة الكيميائية
مدرسة فان تشورين
طالب ماجستير حاج سعيد أيسا

الموضوع: دراسة تركيب صناعة الأوريا.
الباختصر: هذه الدراسة تبين الخصائص الفيزيائية والكيميائية العامة
للموضوع بشكل جيد، وكذلك أبعاد الموضوع تناولنا دراسة عملية تركيب صناعي
لمادة الأوريا مع ذكر مختلف الطرق الصناعية لإنتاج هذه المادة.
وفي النهاية تطرقنا إلى وضع ميزان ثبات العادة والحرارة للمركب، إنتاج
الأوريا بقدرة 750 طن يوميا، مستعملين فيها طريقة صناعية
معيارة لحققة كاملة، الطريقة "ستاميكربون I".

Sujet : ETUDE D'UNE INSTALLATION DE PRODUCTION DE L'UREE.

Résumé : Cette étude fait l'objet d'une présentation des caractéristiques physico-chimiques générales d'un processus technologique et, ceux de la synthèse de l'urée à l'échelle industrielle en particulier, en indiquant les différents procédés industriels de fabrication de l'urée. Enfin, on a établi les bilans de matière et de chaleur d'une installation de production de l'urée, d'une capacité de 750 tonnes par jour, utilisant un procédé à recyclage total : le procédé "Stamicarbon I".

Subject : THE STUDY OF A UREA MANUFACTURE PLANT.

Abstract : This study concerns the general physical and chemical characteristics of a technological process involved in an industrial-scale production of urea; different industrial urea manufacture processes are also pointed out. Finally, the amounts of heat and mass involved in a urea manufacture plant with a daily production of 750 tons are reviewed, using a total recycling process, namely the "Stamicarbon I" process.

--=00000=- TABLE DES MATIERES --=00000=-
-0-0-0-0-0-0-0-0-0-0-0-0-0-0-0-

I - INTRODUCTION.....	1
II - LES PRINCIPES PHYSICO-CHIMIQUES DE REALISATION D'UN PROCESSUS TECHNOLOGIQUE.....	3
1 - Les principes thermodynamiques.....	3
2 - Les principes cinétiques.....	6
3 - Réaction de synthèse de l'urée à partir du gaz carbonique et l'ammoniac.....	10
III - LES PROCÉDES INDUSTRIELS ET LES TYPES DE REACTEURS UTILISES DANS LA FABRICATION DE L'UREE.....	13
1 - Les procédés industriels.....	13
2 - Les types de réacteurs pour la synthèse de l'urée.....	16
IV - DESCRIPTION DU SCHEMA OPERATIONNEL DU PROCESSUS TECHNOLOGIQUE D'UNE INSTALLATION DE PRODUCTION DE L'UREE.....	18
1 - Synthèse.....	18
2 - Distillation premier degré.....	19
3 - Distillation deuxième degré.....	19
4 - Evaporation premier et deuxième degré.....	20
5 - Absorption-désorption.....	20
6 - Granulation.....	20
7 - Emballage et stockage.....	21
V - BILANS DE MATIERE ET DE CHALEUR.....	22
1 - Bilan de matière.....	22
2 - Bilan de chaleur.....	22
3 - Bilans de matière et de chaleur de l'installation.....	22
4 - Remarque.....	67
VI - CONCLUSION.....	69

---oOo--- TABLE DES FIGURES ---oOo---
=====t=====

- Figure 1 : Influence de la température sur le taux de conversion d'équilibre X_e à pression constante.
- Figure 2 : Taux de conversion de la réaction en fonction de la température pour les systèmes exothermiques réversibles à P, C constants.
- Figure 3 : Influence de la pression sur le rendement en urée.
- Figure 4 : Influence de la température et le temps de séjour sur le rendement en urée.
- Figure 5 : Influence du rapport molaire NH_3/CO_2 sur le rendement en urée.
- Figure 6 : Schéma opérationnel d'une installation de production de l'urée utilisant le procédé "Stamicarbon I".
- Figures 7,8 et 9 : Différents types de réacteurs pour la synthèse de l'urée.

--oOo-- TABLE DES TABLEAUX --oOo--

=====

page

TABLEAU I	: Tableau récapitulatif du bilan de matière de la colonne de synthèse.....	27
TABLEAU II	: Tableau récapitulatif du bilan de matière de la colonne de distillation premier degré.....	29
Tableau III	: Tableau récapitulatif du bilan de matière de la colonne de distillation deuxième degré.....	32
TABLEAU IV	: Tableau récapitulatif du bilan de matière de l'évaporateur sous-vide.....	34
TABLEAU V	: Tableau récapitulatif du bilan de matière de l'évaporateur à film.....	36
TABLEAU VI	: Tableau récapitulatif du bilan de matière de la colonne de lavage.....	38
TABLEAU VII	: Tableau récapitulatif du bilan de matière du condenseur I.....	39
TABLEAU VIII	: Tableau récapitulatif du bilan de matière du condenseur II.....	40
TABLEAU IX	: Tableau récapitulatif du bilan de matière de l'absorbateur.....	43
TABLEAU X	: Tableau récapitulatif du bilan de matière du désorbateur.....	44
TABLEAU XI	: Tableau récapitulatif du bilan de chaleur de la colonne de synthèse.....	49
TABLEAU XII	: Tableau récapitulatif du bilan de chaleur de la colonne de distillation premier degré.....	51
TABLEAU XIII	: Tableau récapitulatif du bilan de chaleur de la colonne de distillation deuxième degré.....	54
TABLEAU XIV	: Tableau récapitulatif du bilan de chaleur de la colonne de lavage.....	57
TABLEAU XV	: Tableau récapitulatif du bilan de chaleur du condenseur I.....	60
TABLEAU XVI	: Tableau récapitulatif du bilan de chaleur du condenseur II.....	63

--oOo-- TABLE DES TABLEAUX (suite) --oOo--

	Page
TABLEAU XVII : Tableau récapitulatif du bilan de chaleur de l'ab- sorbeur.....	65
TABLEAU XVIII : Tableau récapitulatif du bilan de chaleur du dé- sorbeur.....	58

---ooOoo--- NOTATIONS PRINCIPALES ---ooOoo---

--o-o-o-o-o-o-o-o-o-o-o-o-o-o--o-o-o--o--o-

A_i	Réactif i.
A_j	Produit i.
ν_i	Coefficient stoechiométrique du réactif i.
ν_j	Coefficient stoechiométrique du produit i.
ΔH	Variation de l'enthalpie.
ΔH°	Variation de l'enthalpie standard.
ΔU	Variation de l'énergie interne.
ΔG	Variation de l'énergie libre.
ΔG°	Variation de l'énergie libre standard.
ΔS	Variation de l'entropie.
ΔS°	Variation de l'entropie standard.
μ_i	Potentiel chimique du réactif i.
μ_j	Potentiel chimique du produit i.
T	Température absolue.
P	Pression totale.
R	Constante des gaz parfaits.
C	Concentration.
K	Constante d'équilibre.
K_p	Constante d'équilibre à pression constante.
U	Vitesse globale de la réaction.
$\frac{dC}{dt}$	Valeur différentielle de l'augmentation du produit.
$\frac{dt}{dt}$	Valeur différentielle de l'augmentation du temps.
k	Constante de vitesse (ou coefficient de transfert de masse).
F	Surface totale de contact.
ΔC	Force motrice.
E	Énergie d'activation.
D	Coefficient de diffusion.
δ	Épaisseur de la couche de diffusion.
k_0	Coefficient préexponentiel dans l'équation d'Arrhenius.
G_s	Débit massique du solide à l'entrée de l'appareil considéré.

- G_l Débit massique du liquide à l'entrée de l'appareil considéré.
 G_g Débit massique du gaz à l'entrée de l'appareil considéré.
 G'_s Débit massique du solide à la sortie de l'appareil considéré.
 G'_l Débit massique du liquide à la sortie de l'appareil considéré.
 G'_g Débit massique du gaz à la sortie de l'appareil considéré.
 Q_s Débit de chaleur entrant dans l'appareil considéré avec le solide.
 Q_l Débit de chaleur entrant dans l'appareil considéré avec le liquide.
 Q_g Débit de chaleur entrant dans l'appareil considéré avec le gaz.
 Q_r Débit de chaleur dégagé dans l'appareil par l'ensemble des réactions et des phénomènes exothermiques.
 Q_d Débit de chaleur apporté à l'appareil considéré par un agent thermique.
 Q'_s Débit de chaleur sortant de l'appareil considéré avec le solide.
 Q'_l Débit de chaleur sortant de l'appareil considéré avec le liquide.
 Q'_g Débit de chaleur sortant de l'appareil considéré avec le gaz.
 Q'_r Débit de chaleur absorbé dans l'appareil considéré par l'ensemble des réactions et des phénomènes endothermiques.
 Q'_d Débit de chaleur enlevé de l'appareil considéré par un agent thermique.

I-INTRODUCTION:

Une agriculture intensive épuise considérablement le sol, c'est à dire que la teneur en éléments minéraux assimilables par la plante baisse rapidement, et en premier lieu les composés d'azote, de phosphore et de potassium, qui sont solubles dans l'eau et, les acides du sol. Un sol épuisé ne pourra fournir que de faibles rendements et, une qualité de cultures médiocre.

Les substances minérales les plus importantes pour la vie de la plante sont l'azote, le phosphore et le potassium. Ces éléments sont appelés fertilisants; ils favorisent le métabolisme des cellules végétales, la croissance de la plante et surtout, des fruits, augmentent la concentration en substances utiles: l'amidon dans la pomme de terre, le sucre dans la betterave sucrière, les fruits et les baies, la protéine dans les grains; de plus ces éléments augmentent la résistance des plantes vis-à-vis du gel, de la sécheresse et des maladies.

Pour enrichir un sol en éléments fertilisants, on doit lui ajouter des engrais azotés, phosphatés, potassiques, etc... Les engrais azotés contenant une forte teneur en azote sont: l'urée (46,6% N), le nitrate d'ammonium (35% N), le sulfate d'ammonium (21% N), etc....

L'urée est un produit industriel de première importance. De part son utilisation en majeure partie dans la fabrication des engrais, l'urée trouve aussi de nombreux emplois. En effet, elle possède la faculté de former des composés d'insertion (clathrates), c'est ainsi, qu'elle est utilisée dans le traitement des fractions pétrolières. L'essence est traitée de cette façon pour en éliminer les hydrocarbures normaux, dont la présence fait diminuer son indice d'octane. Elle est additionnée à l'alimentation des ruminants, une telle nourriture entraîne une prise de poids sensible et, permet d'augmenter la qualité de lait des animaux. Elle s'emploie aussi, à la stabilisation des explosifs, comme adjuvant dans la teinture acide des textiles, comme ingrédient dans les crèmes dentifrices.

En qualité de produit intermédiaire, l'application la plus importante de l'urée, est la fabrication des résines urée-formaldéhydiques. Elle trouve aussi de nombreux emplois comme produit intermédiaire; dans plusieurs synthèses, l'urée est utilisée comme agent d'amination et, a servi ou sert encore à préparer l'acide sulfamique, l'hydrazine, le diazométhane, les cyanates, etc....

En 1970, environ 72% d'urée produite aux Etats Unis d'Amérique ont été utilisés comme engrais (37% engrais solides et, 35% engrais liquides), 15% pour

l'alimentation du bétail, 10% pour la fabrication des résines urée-formol et mélamine-formol, le reste, 3% étant utilisé dans d'autres applications industrielles. Actuellement, la capacité mondiale de production d'urée doit atteindre plus de 30 millions de tonnes par an .

Le chercheur Wöhler (1828) fût le premier à synthétiser l'urée, en chauffant du cyanate de potassium (KOCN) avec le sulfate d'ammonium ($(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$). A l'heure actuelle, l'urée est synthétisée à l'échelle industrielle à partir de l'ammoniac (NH_3) et le gaz carbonique (CO_2) sous certaines conditions de température et de pression (170 à 200 °C; 190 à 200 atm.) suivant le procédé industriel utilisé. L'Algérie dispose dans son sous-sol de vastes ressources en gaz naturel, ce dernier représente la matière première de choix pour la fabrication de l'urée.

Dû aux grands besoins en urée, on a construit des unités productrices de plus en plus grandes. On emploie actuellement des installations dont le rendement atteint 300 à 800 tonnes d'urée par jour et, on mène des recherches afin de mettre en jeu des installations dont le rendement fait 1500 et même 2000 tonnes d'urée par jour. L'augmentation du rendement deux ou trois fois plus permettra d'abaisser les dépenses d'installation de 25 à 30% et, le prix de revient du produit de 15 à 20%; mais, on se trouve limiter par les dimensions des appareils et, l'approvisionnement en matières premières (l'ammoniac et le gaz carbonique).

Dans le cadre de notre projet, nous allons faire l'étude d'une installation, ayant un rendement de 750 tonnes d'urée par jour.

II-LES PRINCIPES PHYSICO-CHIMIQUES DE REALISATION D'UN PROCESSUS TECHNOLOGIQUE:

L'un des problèmes fondamentaux de la chimie industrielle, consiste à élaborer un processus technologique économiquement rationnel. Si on désire faire fonctionner un procédé industriel dans les meilleures conditions, dans le but d'obtenir un bon rendement avec une bonne qualité en produits finaux, il faut connaître et savoir appliquer les principes généraux de sa réalisation.

1-Les principes thermodynamiques:

L'écriture stœchiométrique d'une réaction chimique n'en détermine pas la possibilité. Tout dépend, des réactifs et des produits, des conditions de température et de pression. La réaction peut être totale, ou limitée par un équilibre entre réactifs et produits et, elle peut aussi ne pas avoir lieu.

La connaissance des paramètres opératoires (P,T,C) dans lesquels se déroule un processus chimique, permet de calculer les variations des potentiels thermodynamiques ($\Delta H, \Delta G, \Delta U$, etc....), qui nous renseignent sur les possibilités d'évolution de ce processus. Ainsi, en pratique, la plupart des processus s'effectuent à pression et température constantes, dans ce cas, on apprécie l'évolution spontanée d'une réaction chimique à partir des variations de son énergie libre ΔG .

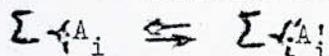
Pour la réaction: $\sum \nu_i A_i \rightarrow \sum \nu_i' A_i'$, ΔG s'écrit:

$$\Delta G = \sum \nu_i' \mu_i' - \sum \nu_i \mu_i = \Delta H - T \Delta S = \Delta G^\circ + RT \ln K$$

-Si $\Delta G < 0$, la réaction évoluera dans le sens de l'apparition des produits et, d'une disparition des réactifs.

-Si $\Delta G > 0$, la réaction rétrogradera, elle aura lieu plutôt dans le sens de l'apparition des réactifs et, d'une disparition des produits.

-Si $\Delta G = 0$, dans ce cas la réaction est en équilibre, on dit aussi, qu'elle est dans un état de réversibilité et, la réaction peut s'écrire :



Une réaction sera d'autant plus favorisée que la valeur de la variation de son énergie libre standard ΔG° sera plus négative, on a pour :

- | | |
|---|------------------------------|
| - $\Delta G^\circ > 10000$ Calories | réaction très difficile. |
| - $-10000 \text{ Calories} < \Delta G^\circ < 10000$ Calories | réaction réalisable. |
| - $\Delta G^\circ < -10000$ Calories | Réaction complète ou totale. |

A des températures pas très élevées, $\Delta H \gg T \Delta S$ d'où $\Delta G \approx \Delta H$, alors dans ce cas, la connaissance des variations d'enthalpie ΔH , permet d'apprécier l'évolution d'une réaction chimique. Plus une réaction est exothermique, plus elle est favorisée.

La connaissance de l'état d'équilibre d'une réaction est très importante, elle permet de déterminer le taux d'utilisation des matières premières. Qualitativement, on établit l'influence des paramètres thermodynamiques (T, P, C) sur l'état d'équilibre en faisant appel au principe de LE CHATELIER : " Toute variation de l'un des facteurs de l'équilibre tend à produire une variation de l'état d'équilibre dans le sens tel qu'il en résulte une variation en sens contraire du facteur considéré ".

1-1 Influence de la température sur l'état d'équilibre :

D'après le principe de LE CHATELIER, une augmentation de la température, influera négativement sur une réaction exothermique et, positivement sur une réaction endothermique.

Les relations qui existent entre les valeurs thermodynamiques et la constante d'équilibre à pression constante sont :

A l'équilibre, on a : $\Delta G = \Delta G^\circ + RT \ln K_p = 0$ d'où $\Delta G^\circ = -RT \ln K_p$
avec $\Delta G^\circ = \Delta H^\circ - T \Delta S^\circ$.

La valeur de K_p peut être calculée par application de l'équation de VAN'T HOFF :

$$\left(\frac{d \ln K_p}{dT} \right) = \frac{\Delta H^\circ}{RT^2}$$

L'intégration de cette équation dans l'intervalle de température (T_1, T_2) et, en considérant que ΔH° reste constante dans cet intervalle, on aura :

$$\ln \frac{K_{p1}}{K_{p2}} = - \frac{\Delta H^\circ}{R} \left(\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right)$$

On remarque que la constante d'équilibre varie avec la température seulement et ne dépend pas de la pression du système, ni de la présence ou l'absence des inertes, ni de la cinétique de la réaction, $K_p = f(T)$.

Connaissant les valeurs de K_p , on en déduit celles du taux de conversion d'équilibre X_e , ainsi que X_e en fonction de la température (voir fig.1).

Pour une augmentation de température, le taux de conversion d'équilibre X_e augmente pour des réactions endothermiques et, décroît pour des réactions exothermiques.

Pour $K_p \gg 1$, une conversion totale des réactifs est possible et, la réaction peut être considérée comme irréversible.

Pour $K_p \ll 1$, la réaction ne peut évoluer jusqu'à une conversion appréciable des réactifs.

1-2 Influence de la pression et de la concentration sur l'état d'équilibre:

Bien que la constante d'équilibre K_p ne dépend pas de la pression ni des inertes, la concentration des constituants et, le taux de conversion des réactifs à l'équilibre X_e , peuvent être influencés par ces deux paramètres.

Soit la réaction : $aA \rightleftharpoons rR + sS$

- En phase gazeuse, K_p s'exprime en fonction des pressions partielles des constituants :

$$K_p = \frac{P_R^r \cdot P_S^s}{P_A^a}$$

- En phase liquide, K_p s'exprime en fonction des concentrations :

$$K_p = \frac{C_R^r \cdot C_S^s}{C_A^a}$$

L'influence de la pression sur l'état d'équilibre d'un processus chimique est analogue à celle de la concentration. A une température donnée, la constante d'équilibre K_p est constante. Une augmentation de la concentration du réactif A au dénominateur conduit à une augmentation des concentrations des produits R et S au numérateur. D'autre part, si on élimine au fur et à mesure les produits R et S, c'est à dire on diminue le numérateur, alors le dénominateur diminue aussi, donc le réactif A est consommé de plus en plus. Ces deux moyens sont utilisés sou-

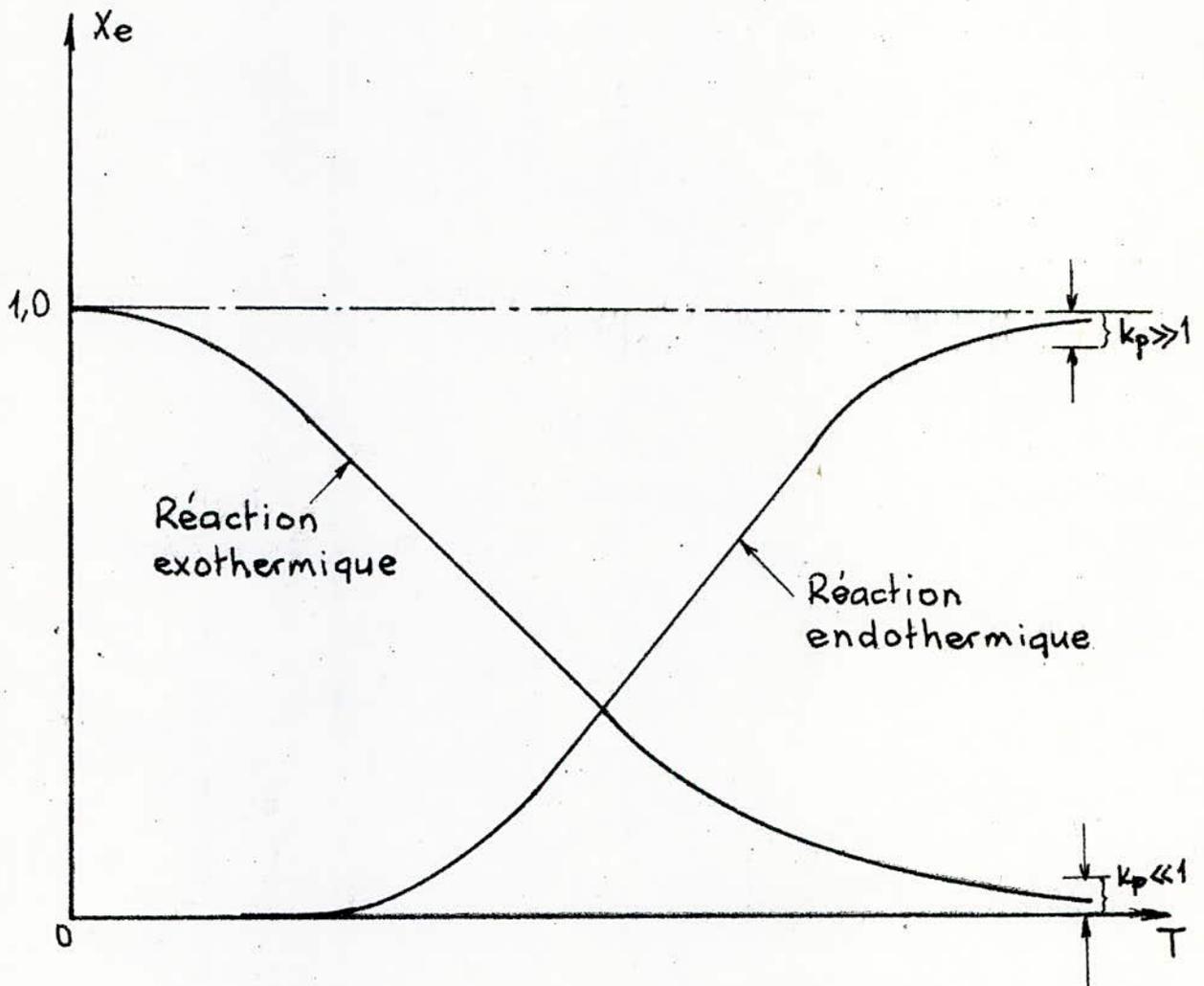


Fig. 1: Influence de la température sur le taux de conversion d'équilibre X_e à pression constante

vent en pratique pour déplacer l'état d'équilibre d'un processus chimique.

2- Les principes cinétiques :

2-1 Vitesse de réaction :

Les principes thermodynamiques régissent l'état d'équilibre d'un processus et, donnent les conditions d'obtention du rendement maximal en produits, mais, demeurent souvent en contradiction avec la cinétique du processus. Cette dernière s'occupe de la dynamique des systèmes réactionnels et, fournit des renseignements sur la manière d'approcher leurs états d'équilibre.

La cinétique chimique dépend des conditions opératoires dans lesquelles se déroule le processus. On cherche toujours à avoir une vitesse maximale d'un processus chimique. La vitesse d'une réaction est donnée par les formules essentielles suivantes :

- Pour les réactions homogènes :

La vitesse est donnée par la loi d'action de masse :

$$U = \frac{dG}{dt} = k \cdot \Delta C$$

- Pour les réactions hétérogènes :

La vitesse est donnée par la formule de transfert de masse, qui est analogue à celle de Newton relative à la transmission de la chaleur :

$$U = \frac{dG}{dt} = k \cdot F \cdot \Delta C$$

* $U = \frac{dG}{dt}$, représente la vitesse globale de la réaction exprimée par la valeur différentielle de l'augmentation du produit obtenu dG dans le temps dt.

* k, représente la constante de la vitesse de réaction pour les réactions homogènes, ou, le coefficient de transfert de masse pour les réactions hétérogènes.

* ΔC , représente la force motrice de la réaction.

* F, représente la surface de contact entre les phases en réaction et, dépend des conditions hydrodynamiques dans les quelles se déroule la réaction considérée.

2-2 Moyens pour accélérer la vitesse de réaction :

Une des principales préoccupations de l'Ingénieur est de mettre en œuvre tous les moyens qui sont à sa disposition pour accroître la vitesse de réaction d'un procédé de fabrication, c'est à dire augmenter l'efficacité de travail du réacteur.

Pour accroître la vitesse de réaction, il suffit d'agir sur les grandeurs ΔC , k , et F . Donc, on dispose de plusieurs voies d'augmentation de la vitesse de réaction, parmi lesquelles, il faut choisir celles, qui nécessitent le moins de frais pour atteindre le résultat recherché.

2-2-1 Augmentation de la force motrice ΔC :

Dans un procédé technologique, l'augmentation de la force motrice peut être obtenue de plusieurs façons :

- En augmentant la concentration des corps réagissants dans les matières premières utilisées, c'est à dire augmenter leur pureté en éliminant le maximum d'impuretés, ce qui a pour effet d'améliorer la qualité des produits obtenus.

- En éliminant le produit au fur et à mesure de sa formation, ce qui fait augmenter la vitesse globale de réaction ($U = \vec{U}_1 - \overleftarrow{U}_2$) grâce à la diminution de la valeur \overleftarrow{U}_2 .

Dans un mélange gazeux, l'élimination d'un produit au fur et à mesure qu'il se forme peut être réalisée, soit par condensation, soit par absorption sélective ou par adsorption.

Dans un mélange liquide, le produit formé peut être éliminé par différents procédés, selon ses propriétés physiques : par cristallisation, par évaporation sous forme de vapeur, par adsorption sur un corps solide, d'où il sera ensuite extrait par chauffage.

- En déplaçant l'état d'équilibre du système en agissant sur la température et la pression, qui est un moyen le plus répandu pour accroître la force motrice d'un procédé.

Dans le cas d'une opération de sorption, on accroît la pression et, on diminue la température. Par contre, dans celui de désorption d'un gaz ou d'une va-

peur d'un absorbant solide ou liquide, on cherche à augmenter la température et, à diminuer la pression, parfois même jusqu'au vide très poussé. L'intérêt de l'emploi d'une pression élevée ou d'un vide poussé, dépend de leur effet sur la réaction considérée, compte tenu du prix de revient de la pression ou du vide. On déterminera ainsi la pression rationnelle nécessaire pour mener le procédé de fabrication le plus économiquement possible.

2-2-2 Augmentation de la constante de vitesse (ou coefficient de transfert de masse) de réaction, qui peut être atteinte :

- En augmentant la température à laquelle se déroule la réaction. La vitesse globale d'une réaction augmente toujours, lorsque la température de la réaction augmente, jusqu'à une certaine limite, où les vitesses des réactions inverses et secondaires deviennent très grandes.

Pour des systèmes homogènes, la constante de la vitesse en fonction de la température est donnée par la formule d'Arrhénius :

$$k = k_0 \cdot \exp\left(-\frac{E}{RT}\right)$$

Pour des systèmes hétérogènes, la valeur de k est fonction des constantes de vitesses de la réaction directe k_1 , inverse k_2 , secondaires k'_s, k''_s, \dots , des coefficients de transfert (ou de diffusion) des corps en présence D_1, D_2, \dots , vers la zone de réaction et la zone de produits de la réaction D'_1, D'_2, \dots , et de l'épaisseur de la couche de diffusion :

$$k = f(k_1, k_2, k'_s, k''_s, \dots, D_1, D_2, \dots, D'_1, D'_2, \dots, \delta).$$

Pour le calcul, on établit les facteurs qui ont le plus d'effet sur la valeur du coefficient k et ceux que l'on peut négliger dans le calcul de ce coefficient.

Pour la plupart des réactions, on peut appliquer la règle de VAN'T HOFF selon laquelle, la vitesse d'une réaction augmente de 2 à 4 fois lorsque la température augmente de 10 °C. Les réactions à diffusion ont généralement une faible énergie d'activation et, par suite, leur vitesse augmente seulement de 1,1 à 1,3

fois pour chaque augmentation de la température de 10 °C.

Dans la pratique, il existe beaucoup de causes qui freinent la vitesse de réaction en augmentant la température de celle-ci. Ces principales causes sont les suivantes :

* Pour les réactions exothermiques réversibles, au fur et à mesure que la température croît le taux de conversion d'équilibre X_e diminue et, pour une certaine élévation de température, la cinétique de la réaction devient contraire à sa thermodynamique; malgré un accroissement de la vitesse de réaction directe (voir fig.2).

Aux basses températures le taux de conversion réel X est limité par la vitesse de réaction directe \vec{U}_1 , de sorte qu'il augmente avec la température; alors qu'aux hautes températures, la vitesse de la réaction inverse \overleftarrow{U}_2 croît plus vite que \vec{U}_1 et, X limité par l'état d'équilibre décroît avec la température. Pour des conditions données, il existe toujours une température optimale T_{op} , qui permet d'obtenir une vitesse de réaction optimale ($U = \vec{U}_1 - \overleftarrow{U}_2$) et, un taux de conversion X maximal y correspondant.

* Parfois une forte élévation de température de la réaction peut lui être nuisible, car elle favorise le déclenchement des réactions secondaires.

* Souvent un accroissement de température de la réaction est limité par le fait que les matériaux dont sont constitués les réacteurs ont une faible résistance thermique.

* Dans beaucoup de réactions, surtout endothermiques, un accroissement de la température nécessite des dépenses souvent considérables d'énergie thermique ou électrique; c'est pourquoi, en pratique, on établit toujours une température de réaction la plus économique possible, qui, en général, est inférieure à la température optimale.

- En utilisant des catalyseurs, afin d'augmenter la constante de vitesse de réaction. C'est une méthode la plus utilisée dans l'industrie chimique.

- En augmentant le degré de mélangeage des corps en réaction, afin d'accroître la valeur du coefficient de transfert de masse.

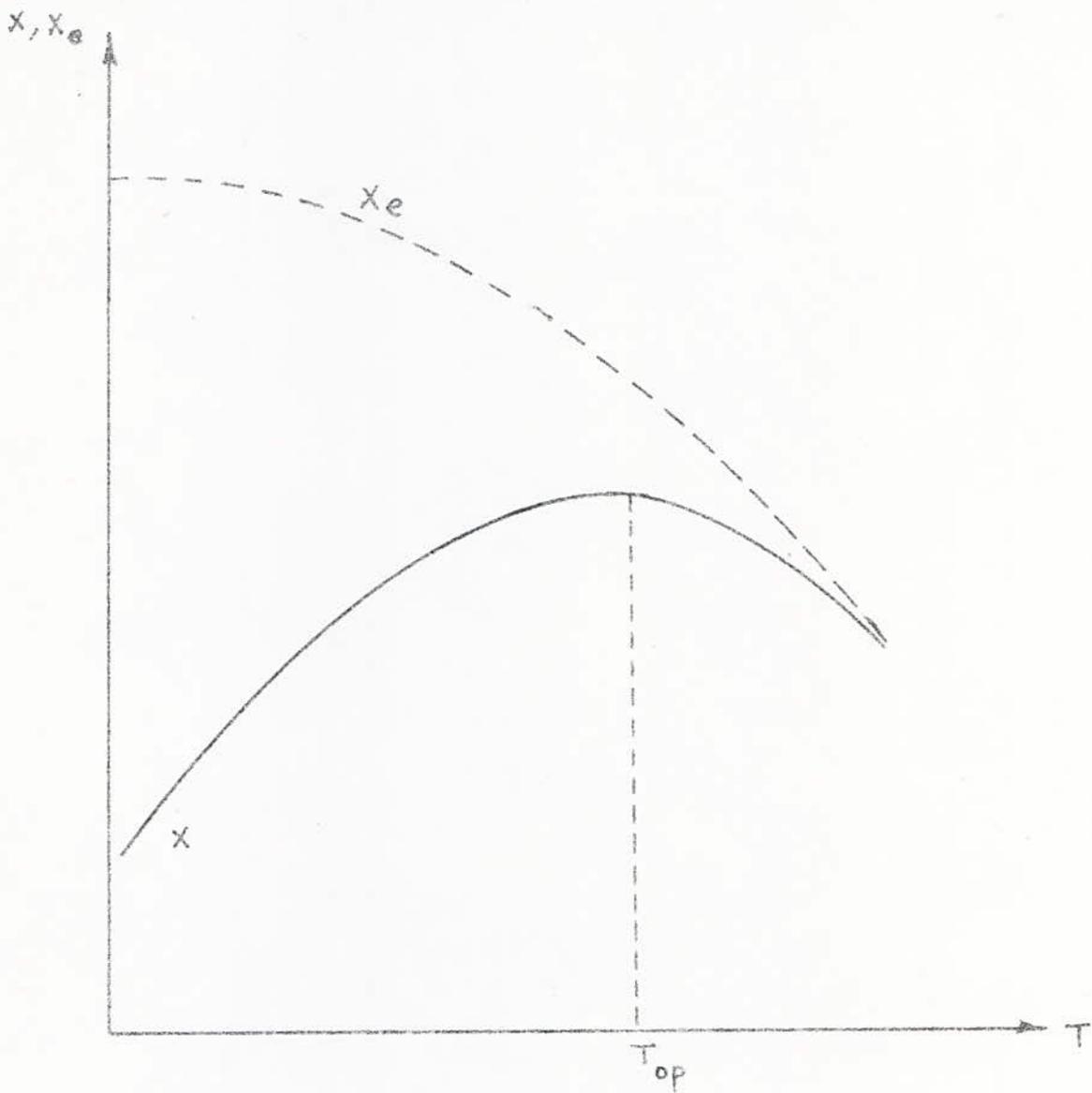


Fig.2 : Taux de conversion de la réaction en fonction de la température pour les systèmes exothermiques réversibles avec τ, P, C constants.

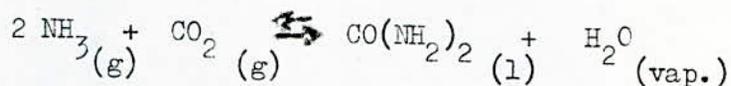
2-2-3 Augmentation de la surface de contact :

Dans les systèmes hétérogènes, cette augmentation se fait de diverses façons, selon le type de système : Gaz-Liquide, Gaz-Solide, Liquide-Liquide (non miscibles), Liquide-Solide, Solide-Solide, et, selon le régime suivant lequel se fait la réaction, c'est à dire selon la pression, la température, la concentration, la présence de catalyseurs, etc... Le choix du type de réacteur pour un processus donné, est essentiellement fonction de la méthode utilisée pour augmenter la surface de contact entre les phases en présence.

En règle générale, parmi les phases en présence, on cherchera toujours à accroître la surface de la phase la plus lourde. Pour les systèmes Gaz-Solide et Liquide-Solide, ce sera la phase solide, tandis que pour les systèmes du type Gaz-Liquide, ce sera la phase Liquide; pour tout type de réacteurs, la phase la plus légère devra toujours baigner les contours de la phase lourde.

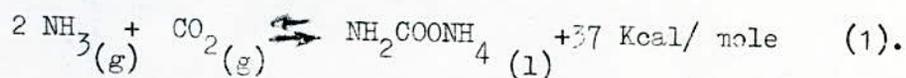
3-Réaction de synthèse de l'urée à partir de l'ammoniac et le gaz carbonique:

A l'échelle industrielle, l'urée est obtenue à partir de l'ammoniac et du gaz carbonique, suivant la réaction :



En fait, cette réaction se déroule en deux étapes :

* Dans la première, l'ammoniac réagit avec le gaz carbonique, pour donner du carbamate d'ammonium. La réaction est exothermique :



* Dans la deuxième, le carbamate d'ammonium se déshydrate pour donner l'urée. La réaction est endothermique :



La réaction de synthèse de l'urée est une réaction successive et hétérogène, son mécanisme est complexe et, sa cinétique n'est pas suffisamment étudiée. Elle se déroule en présence de deux phases. La phase gazeuse comprend l'ammoniac

le gaz carbonique et la vapeur d'eau; la phase liquide comprend le carbamate d'ammonium, l'urée et les sels d'ammonium.

La réaction (1) est très lente à température ambiante et sous pression atmosphérique. Si on augmente la valeur de ces paramètres, la réaction devient plus rapide. Les études cinétiques ont montré qu'aux environs de 100 atm. et à 140 °C, cette réaction a lieu presque instantanément. C'est la raison pour laquelle, la synthèse de l'urée se déroule à de hautes températures (170 à 200 °C) et sous de hautes pressions (190 à 200 bars), dans l'industrie. Pour récupérer les réactifs, deux méthodes sont utilisées pour déplacer l'équilibre de la réaction (1), dans le sens de la décomposition du carbamate d'ammonium :

* Abaissement de la pression et, augmentation de la température :

Une diminution de la pression entraîne un déplacement de l'équilibre dans le sens, qui augmente le nombre de moles gazeuses. Une augmentation de la température déplace l'équilibre dans le sens endothermique, c'est à dire dans le sens de l'augmentation du nombre de moles gazeuses.

* Diminution de la pression partielle de l'ammoniac ou celle du gaz carbonique (stripping) :

Si on diminue la concentration d'un des constituants gazeux, on déplace l'équilibre vers le sens, qui entraîne la formation de ce dernier.

Les réactions (1) et (2) sont réversibles et, à leurs équilibres, on ne peut obtenir, dans les conditions opératoires de synthèse :

* Une conversion totale des réactifs (l'ammoniac et le gaz carbonique).

* Une transformation complète du produit intermédiaire (le carbamate d'ammonium).

Cette situation, due aux caractéristiques thermodynamiques des réactifs et des produits, est encore aggravée par le fait que la réaction de transformation du carbamate d'ammonium en urée est beaucoup plus lente que sa formation.

Le taux de transformation du gaz carbonique en urée à l'équilibre et la vitesse de réaction de synthèse, dépendent de la pression, de la température,

du rapport molaire entre réactifs et du temps de séjour dans la colonne de synthèse.

Les travaux expérimentaux ont permis d'établir des courbes relatives aux influences de ces paramètres sur le rendement réel en urée.

3-1 Influence de la pression (Fig.3) :

Le résultat total de la réaction de synthèse est une diminution de volume et, de plus, le carbamate d'ammonium possède une tension de vapeur très élevée, alors une augmentation de pression, a pour effet d'accroître le rendement en urée à l'équilibre, de même, la vitesse de synthèse et le rendement réel en urée, augmentent rapidement avec la pression, ceci est dû à l'accroissement de la force motrice du processus.

3-2 Influence de la température et du temps de séjour (Fig.4) :

La vitesse de réaction et, plus particulièrement, celle dont la cinétique est limitante (réaction (2)), augmente rapidement avec la température et, le résultat est un accroissement du rendement en urée, et ce, pour de faibles temps de séjour. La figure 4 montre qu'à une température supérieure à 180°C, la courbe rendement en urée en fonction du temps de séjour passe par un maximum et, si on augmente encore le temps de séjour, le rendement en urée diminue; ceci s'explique par le fait que la vitesse des réactions secondaires devient importante.

3-3 Influence du rapport molaire NH_3/CO_2 (Fig.5) :

Le rendement peut aussi bien être augmenté en utilisant un excès d'ammoniac dans le mélange réactionnel initial, par rapport à la stoechiométrie. L'excès d'ammoniac empêche la formation des produits secondaires et, déplace l'équilibre de la réaction (2) vers la formation de l'urée puisque cet excès réagit avec l'eau formée par la déshydratation du carbamate d'ammonium, pour donner de l'ammoniaque (NH_4OH). L'excès d'ammoniac dans le mélange réactionnel réduit aussi la corrosion de l'appareillage.

3-4 Conclusion :

Des résultats expérimentaux représentés sur les figures 3, 4 et 5, on peut en déduire les conditions optimales, qui assurent une vitesse du processus la plus élevée avec un rendement important en urée:

- Pression : 180 - 200 atm.
- Température : 180 - 200 °C.
- Temps de séjour : 30 - 45 minutes.
- Rapport molaire NH_3/CO_2 : 3 - 4.

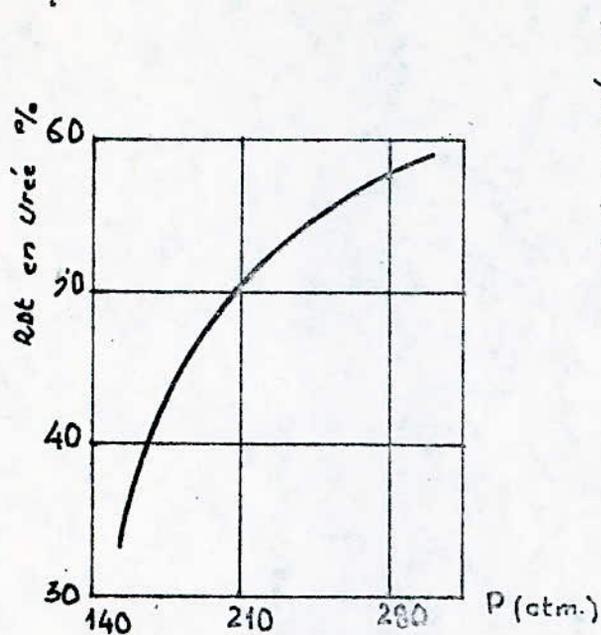


Fig. 3: Influence de la pression sur le rendement en urée.

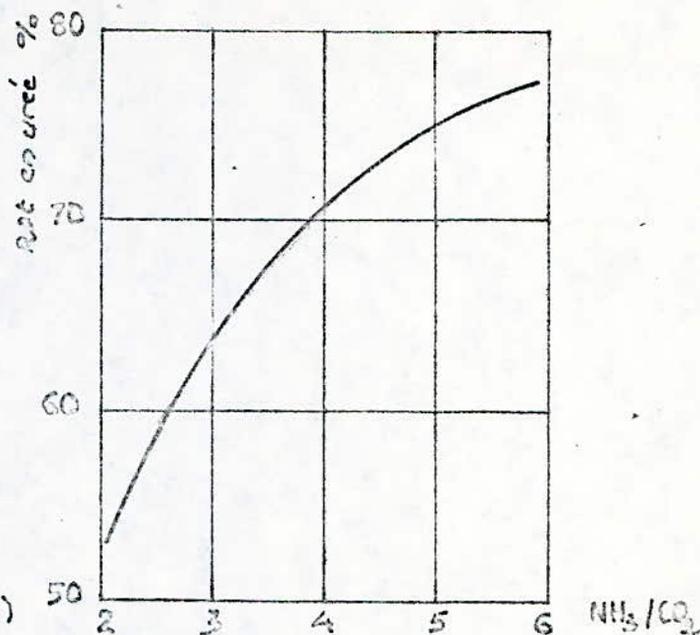


Fig. 5: Influence du rapport molaire NH₃/CO₂ sur le rendement en urée.

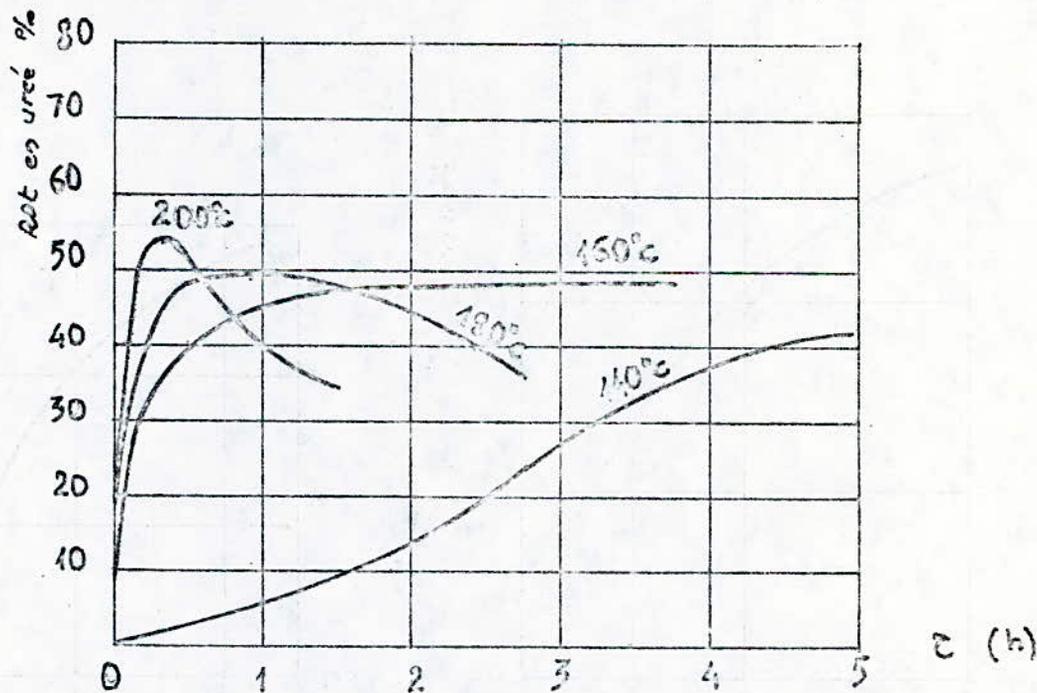


Fig. 4: Influence de la température et temps de séjour sur le rendement en urée.

III- LES PROCÉDES INDUSTRIELS ET LES TYPES DE REACTEURS UTILISES DANS LA FABRICATION DE L'UREE :

1- Les procédés industriels :

Les procédés industriels de fabrication de l'urée à partir de l'ammoniac et le gaz carbonique, diffèrent entre eux aussi bien par les paramètres opératoires du processus (température, pression, rapport molaire NH_3/CO_2 , etc...), que par le mode de décomposition du carbamate d'ammonium.

1-1 Les caractéristiques générales :

Les procédés industriels de la fabrication de l'urée, sont réparties en cinq groupes :

- Les procédés sans recyclage :

Dans ce type d'installations, la décomposition du carbamate d'ammonium se fait par simple détente; l'ammoniac et le gaz carbonique qui en résultent, sont envoyés directement vers d'autres unités de fabrication des sels d'ammonium, tels que les nitrates, les phosphates, les carbonates, etc...

Ce type d'installations a été abandonné avec l'accroissement des capacités de production de l'urée.

- Les procédés à recyclage partiel :

Les gaz de décomposition sont partiellement recyclés au réacteur, sous forme d'ammoniac liquide et de carbamate d'ammonium.

Ces gaz sont condensés dans une colonne de lavage et, se recombine pour donner du carbamate d'ammonium. La chaleur de réaction entraîne l'évaporation de l'ammoniac en excès que l'on recondense.

Ces recyclages liquides provoquent des phénomènes de corrosion intenses de l'appareillage.

- Les procédés à recyclage total :

La décomposition du carbamate d'ammonium sortant du réacteur s'effectue en deux étapes. Le produit gazeux qui en résulte est condensé. Il s'en suit une nouvelle formation du carbamate qui, en solution aqueuse, est recyclé au réacteur.

- Les procédés avec prélèvement de CO_2 ou NH_3 (Stripping):

La décomposition du carbamate a lieu à la pression de synthè-

se, par diminution de la pression partielle du gaz carbonique ou de l'ammoniac, à l'aide d'un stripping.

- Les procédés intégrés :

On intègre les unités de fabrication d'ammoniac et d'urée. Le gaz carbonique est absorbé directement sur l'installation d'ammoniac par une solution de carbamate et d'ammoniac.

1-2 Les différents procédés :

Plusieurs procédés sont utilisés dans la fabrication de l'urée les plus connus sont :

- Les procédés Snam-Progetti :

Ils utilisent le stripping à haute pression du carbamate d'ammonium par l'ammoniac. Il existe deux procédés : Snam I et Snam II, qui diffèrent par la manière dont est recyclée la solution de carbamate, depuis le condenseur jusqu'au réacteur et de la pression de synthèse. Si cette dernière est de 200 à 250 atm., on utilise une pompe et si elle est de 120 à 140 atm., le recyclage se fait par gravité.

- Les procédés chemico (Chemical Construction Corporation) :

Chemico a développé deux techniques à recyclage total : le procédé à recirculations liquides (Chemico I) et le procédé "Thermo Urea" (Chemico II) qui recycle les gaz de décomposition au moyen de compresseurs centrifuges.

Dans le premier procédé, le plus utilisé, l'effluent du réacteur est d'abord détendu à 29 atm., le liquide restant est décomposé thermiquement puis à nouveau détendu à 2 atm. Les gaz issus de chacun de ces étages de détente sont absorbés dans une solution de carbamate dans deux absorbeurs comportant un reflux d'eau et d'ammoniac. La solution est recyclée à l'aide des pompes.

Dans le deuxième, la décomposition se fait en trois étages de détente (70, 14-28 et 1-2 atm.). Les produits sont partiellement recomprimés à 70 atm., puis globalement à 210 atm., sans refroidissement; l'addition d'ammoniac froide permet alors d'obtenir la température de synthèse. On évite ainsi le préchauffage des gaz et l'eau nécessaire à la condensation du carbamate. Les températures élevées des gaz de recyclage ne sont supportés que par des compresseurs centrifuges.

- Les procédés Japonais Mitsui-Toatsu :

Il existe également deux procédés :

* L'un à recyclage total, assez semblable au Chemico I, qui utilise des trains de décomposition et d'absorption en deux étages. Sa caractéristique est d'assurer une recirculation d'eau minimale en évitant au mieux son évaporation lors des étapes de décomposition.

* L'autre assure l'intégration des unités de production d'ammoniac et d'urée, pour éviter les dépenses de compression du gaz carbonique provenant directement de la préparation des gaz de synthèse dans l'installation de production d'ammoniac et, une mise en oeuvre directe de celle-ci.

- Les procédés Montecatini-Fausser :

Plusieurs variantes de ce procédé ont été développées, les unes portent sur le recyclage d'une solution aqueuse de carbamate ou de cristaux de carbamate en suspension dans l'ammoniac anhydre, les autres sur les recirculations du gaz carbonique et de l'ammoniac séparés ou associés sous forme de carbamate.

- Le procédé Pechiney-Grace :

La synthèse de l'urée a lieu en présence d'une huile neutre dont la fonction est triple. Elle diminue la corrosivité du milieu, sert à la fois de fluide caloporteur et de véhicule des cristaux de carbamate à recycler. Les calories emmagasinées par cette huile lors de la formation du carbamate, sont restituées partiellement lors de sa décomposition.

- Le procédé C.P.I - Allied Chemical :

Le gaz carbonique contenu dans les gaz de décomposition du carbamate est absorbé sélectivement par le MEA (monoéthanolamine). Seule l'ammoniac est recyclée. Le réacteur est revêtu de zirconium.

- Les procédés Stamicarbon :

Il existe deux procédés : Stamicarbon I et Stamicarbon II. Le premier réalise la décomposition du carbamate en deux étapes : dans chacune d'elles on baisse la pression de l'effluent sortant du réacteur, puis on augmente la température. Le second utilise le stripping au gaz carbonique pour décomposer le carbamate, l'unité comprend dans ce cas trois appareils essentiels: le réacteur, le condenseur et le stripper. Le temps de séjour pour la synthèse est de 45 à 60 minutes.

- Les procédés les plus récents :

Plusieurs techniques nouvelles de la fabrication d'urée, ont été développées et appliquées à l'échelle industrielle. Ces nouveaux procédés

dés peuvent être utilisés dans les deux cas suivants :

- * Implanter de nouvelles installations .
- * Améliorer des installations déjà existantes .

Une installation utilisant le procédé IDR (Isobaric Double Recycle), à montrer la fiabilité de ce procédé, ainsi que la résistance totale à la corrosion de tout l'appareillage. Ce procédé peut être efficacement utilisé pour modifier des installations déjà existantes.

Pour satisfaire les exigences de la conservation d'énergie et la qualité du produit, les procédés ACES (Advanced Process for Cost and Energy Saving) et FUG (Fluidizing Urea Granulation Process) ont été utilisés avec succès dans l'industrie de fabrication de l'urée.

Le procédé SRR récemment développé, est une combinaison originale des étapes des procédés déjà connus. Une section additionnelle du procédé est placée dans la boucle de synthèse à technique de stripping (Snam-Progetti ou Stamicarbon II).

2- Les types de réacteurs utilisés pour la synthèse de l'urée :

Le réacteur est la partie la plus importante dans une installation de synthèse. Les réacteurs pour la synthèse de l'urée sont connus sous le nom de colonnes de synthèse, ou parfois d'autoclaves. La construction de la colonne doit garantir la résistance à la pression, à la température et aux conditions de corrosion spécifiques au processus chimique. Elle doit assurer de même le mélangeage aussi intime que possible des réactifs, ainsi que la récupération de la chaleur de réaction. Sur la base de ces principes, on a construit plusieurs types de colonnes de synthèse :

- La figure 7 représente une colonne formée d'un corps résistant à la pression, en acier carbone, à l'intérieure duquel se trouve une partie amovible dénommée "cloche". Celle-ci est faite en matériau résistant à la corrosion du milieu, surtout en acier inoxydable; ses parois sont minces car la pression est la même à l'intérieur et à l'extérieur. L'ammoniac liquide, qui introduite latéralement par la partie inférieure dans l'espace libre (entre la paroi extérieure de la cloche et le corps intérieur du réacteur), monte vers la partie supérieure de la colonne en se préchauffant, et se répand à l'intérieur de la cloche où a lieu la réaction. Une deuxième cloche soudée au couvercle supérieur est placée la tête en bas et dirige l'ammoniac vers la base du réacteur où le gaz carbonique est introduit. Les produits de réaction sont évacués par la partie supérieure. Dans ce réacteur

le courant continu d'ammoniac protège le corps du réacteur de l'action corrosive du mélange réactionnel.

- La figure 8 représente une autre colonne, construite de la même manière que la précédente. Cependant la construction de la cloche intérieure est différente et, de plus la colonne est munie d'une chemise de refroidissement extérieure pour maintenir un régime thermique optimum.

- La figure 9 représente un autre type de colonne, qui permet une meilleure utilisation de la chaleur de réaction. Dans ce réacteur, l'ammoniac et le gaz carbonique sont introduits par la partie inférieure de celle-ci; la pression à l'extérieur est contrôlée par un agent thermique véhiculant la chaleur, qui a pour rôle d'uniformiser la température sur toute la hauteur de la colonne. La solution résultant de la réaction est évacuée à travers un échangeur de chaleur tubulaire à deux paliers de détente, disposé à l'intérieur de la colonne. Par brusque détente de la solution à l'entrée de l'échangeur, on décompose une grande partie du carbamate d'ammonium non transformé en urée, ainsi que les autres sels d'ammonium présents. Ces processus endothermiques, ainsi que l'évaporation d'une grande quantité d'eau, consomment une quantité considérable de chaleur. Ce réacteur présente l'avantage de faire obtenir directement des solutions d'urée très concentrées.

Fig. 7, 8, 9 : Types de réacteurs pour la synthèse de l'urée.

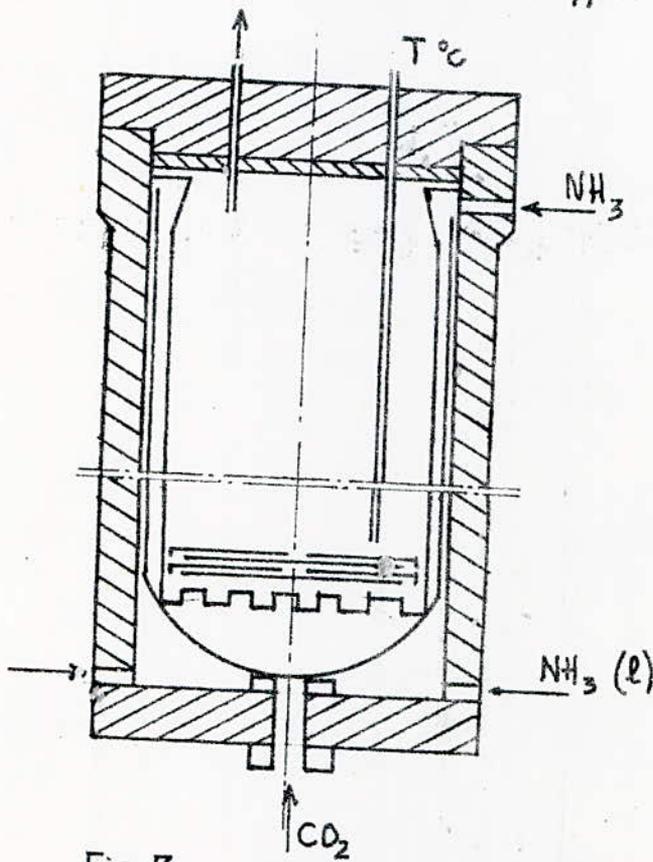


Fig. 7

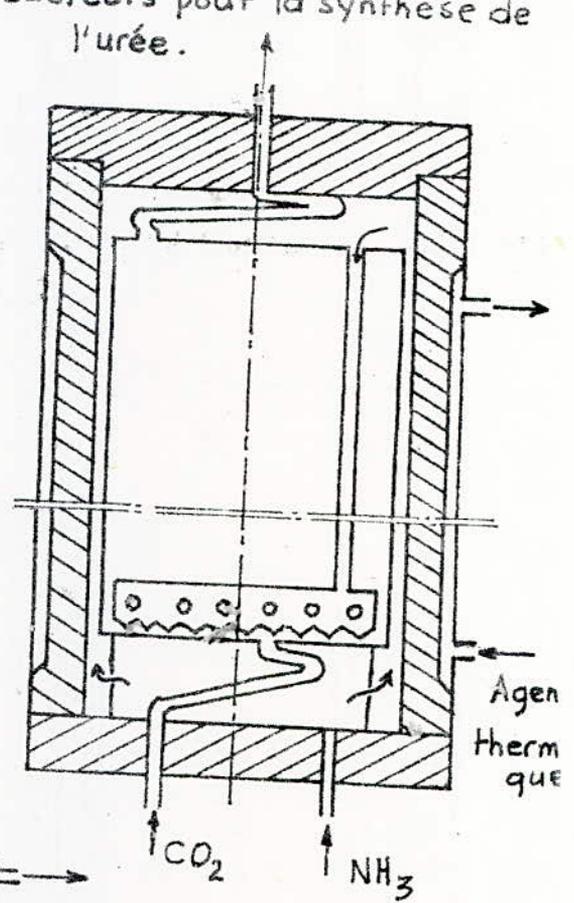


Fig. 8

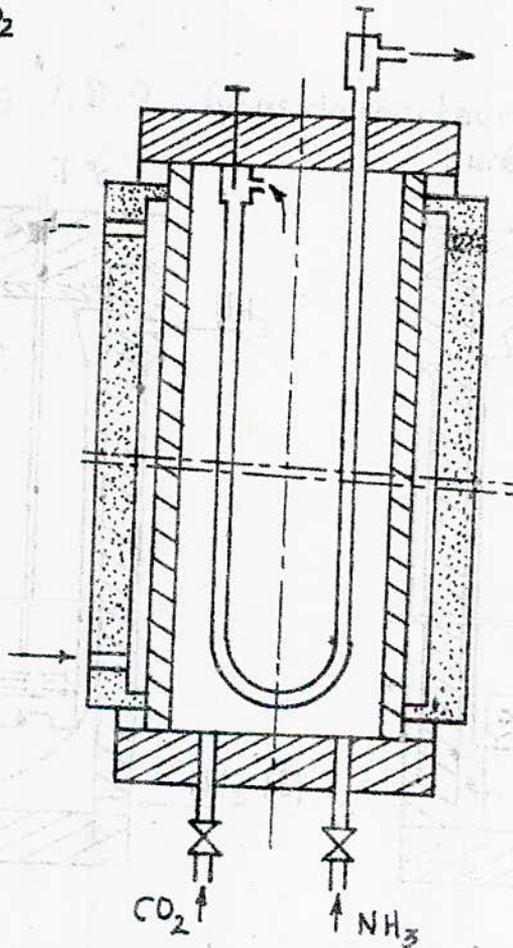


Fig. 9

IV- DESCRIPTION DU SCHEMA OPERATIONNEL DU PROCESSUS TECHNOLOGIQUE D'UNE INSTALLATION DE PRODUCTION DE L'UREE (Fig.6):

Ce processus technologique utilise un procédé à recyclage total: le procédé "Stamicarbon I" qui comprend les étapes suivantes:

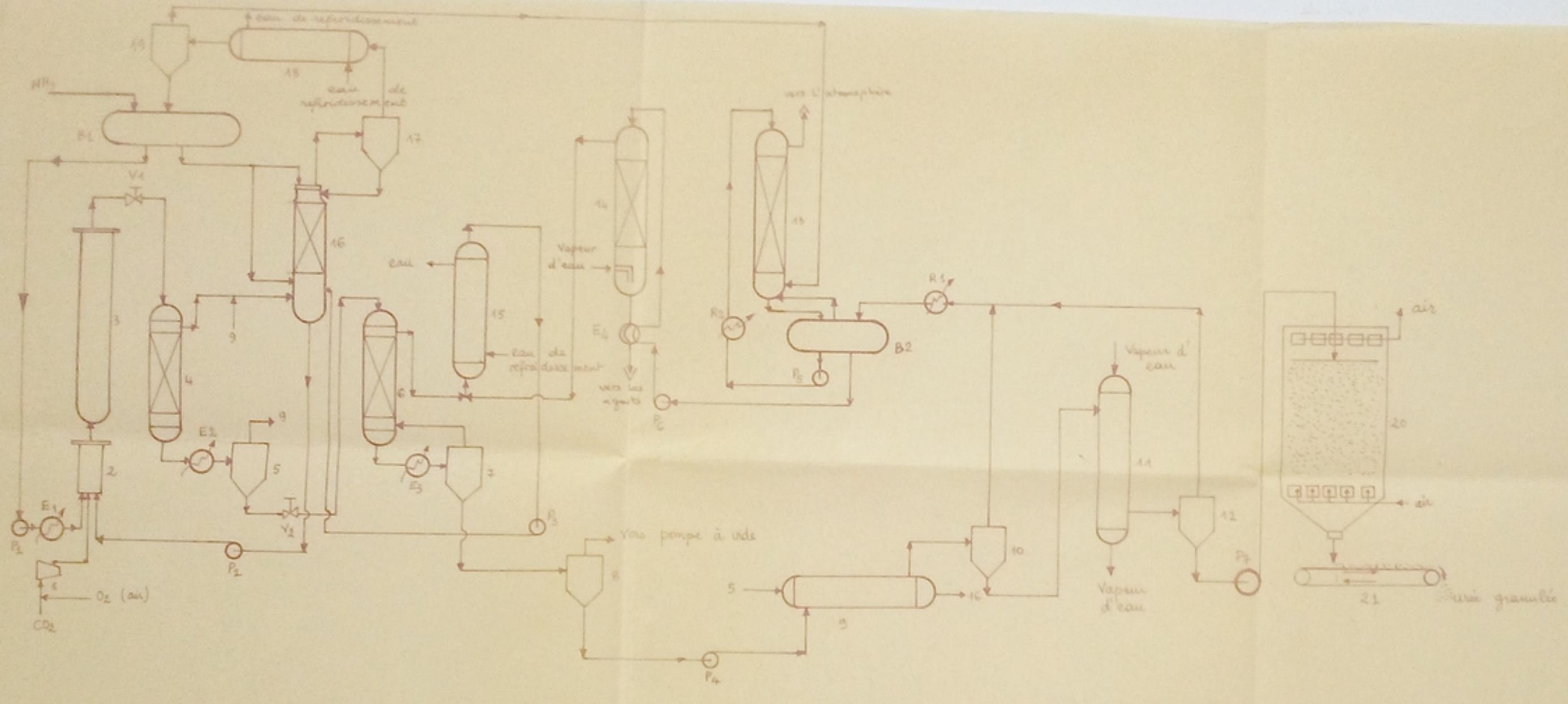
- Synthèse de l'urée à partir de l'ammoniac et le gaz carbonique.
- Distillation de la solution sortant du réacteur, qui se fait en deux étapes :
 - * Distillation premier degré.
 - * Distillation deuxième degré.
- Evaporation premier et deuxième degré pour concentrer la solution d'urée.
- Absorption-désorption pour récupérer le maximum d'ammoniac.
- Granulation de la solution concentrée d'urée.
- Emballage et stockage de l'urée granulée.

1- Synthèse :

L'ammoniac fraîche est introduite dans le collecteur (B1), à une pression de 12-25 atm. et, à une température de 35-33°C. La pompe (P1) comprime l'ammoniac liquide jusqu'à la pression de synthèse 180-200 atm. et, avant d'entrer dans le mélangeur (2), elle est préchauffée dans l'échangeur de chaleur (E1) par de la vapeur d'eau et sort avec une température de 110-115°C.

Les gaz sortant de l'installation de production d'ammoniac, après la régénération du MEA (monoéthanolamine), ont une teneur en gaz carbonique supérieure ou égale à 95%. Avant d'entrer dans l'installation, le gaz carbonique est purifiée, pour le débarrasser de ses impuretés et l'humidité. Pour éviter les phénomènes de corrosion, on introduit avec le gaz carbonique de petites quantités d'air sec. Le mélange gaz carbonique -air sec à la température d'environ 35°C, pénètre dans le compresseur (1), où il est comprimé jusqu'à la pression de synthèse et, sort avec une température de 110-115°C. Puis il entre dans le mélangeur (2).

Les sels d'ammonium sortant de la colonne de lavage (16) avec une température de 100-110°C, sont introduits dans le mélangeur (2), après avoir été comprimés par la pompe (P2) jusqu'à la pression de synthèse. Ces sels sont constitués d'ammoniac, de gaz carbonique et d'eau dans les rapports molaires $NH_3/CO_2/H_2O = 3,5-4,0 / 1 / 0,54-0,8$. Le carbonate d'ammonium se forme déjà partiellement dans le mélangeur à la température 175-185°C et à la pression 180-200 atm.



LEGENDES

- 1. Compresseur
- 2. mélangeur
- 3. colonne de synthèse
- 4. colonne de distillation premier degre
- 5. Séparateur
- 6. colonne de distillation deuxième degre
- 7. Séparateur
- 8. Séparateur sous vide
- 9. évaporateur sous vide
- 10. séparateur
- 11. évaporateur à film
- 12. séparateur
- 13. absorbeur
- 14. désorbeur
- 15. condenseur II
- 16. colonne de lavage
- 17. Séparateur
- 18. condenseur I
- 19. Séparateur
- 20. Tour de granulation
- 21. Tapis roulant
- B1 et B2. Bacs ou collecteurs
- E1 à E4. Echangeurs de chaleur
- P1 à P7. Pompes
- R1 et R2. Réfrigérants
- V1 et V2. Vannes de détente

Fig 6 SCHEMA OPERATIONNEL D'UNE INSTALLATION DE PRODUCTION DE L'UREE UTILISANT LE PROCEDE " STAMICARBON I "

Pcod885
 Avant p. 13

L'effluent sortant du mélangeur, entre dans la partie basse de la colonne de synthèse (3), où se produit la formation complète du carbamate d'ammonium et, sa déshydratation donne l'urée à la température 190-195°C et à la pression 180-200 atm. Le temps de séjour du mélange réactionnel dans la colonne de synthèse est de 30-45 minutes et, le taux de conversion du carbamate d'ammonium en urée est de 62%.

2- Distillation premier degré :

La solution sortant du réacteur est détendue au niveau de la vanne (V1) jusqu'à la pression 16-20 atm. et, entre dans la colonne de distillation premier degré (4). Cette détente entraîne un abaissement de la température de la solution jusqu'à 120-130°C, le dégagement de l'ammoniac en excès et la décomposition partielle du carbamate d'ammonium en ammoniac et gaz carbonique.

La phase gazeuse sortant de la colonne (4), constituée par l'excès d'ammoniac, pénètre dans la colonne de lavage (16) et, la phase liquide passe par l'échangeur de chaleur (E2) où, elle est chauffée jusqu'à la température 155-160°C par de la vapeur d'eau, puis pénètre dans le séparateur (5) où, se fait le dégagement presque total de l'ammoniac et la décomposition de la majeure partie du carbamate d'ammonium.

La phase gazeuse sortant du séparateur (5), passe dans l'évaporateur sous-vide (9) en cédant une partie de sa chaleur, puis entre en même temps que les gaz de la colonne (4) dans le bas de la colonne de lavage (16). Dans cette dernière 90% du gaz carbonique et la vapeur d'eau sont entraînés par les sels d'ammonium. Les 10% du gaz carbonique restant sont absorbés par l'ammoniac liquide qui descend du collecteur (B1). La température de la colonne de lavage est de 45-50°C vers le haut, et de 90-100°C vers le bas. Pour un réglage plus précis de la température, une partie de l'ammoniac liquide provenant du collecteur (B1), soit 10% environ, entre par la partie moyenne de la colonne.

Les gaz inertes, sortant de la colonne de lavage, entraînent l'ammoniac gazeux et entrent dans le condenseur I (18) où, elle est liquéfiée et, se sépare alors des gaz inertes, dans le séparateur (18), puis s'écoule par gravité dans le collecteur (B1).

Au fond de la colonne de lavage, le mélange gaz carbonique, ammoniac et eau forme la solution des sels d'ammonium, qui à l'aide de la pompe (P2) est envoyée vers le mélangeur (2).

3- Distillation deuxième degré :

la solution sortant du séparateur (5), subit une détente au ni-

veau de la vanne (V2) jusqu'à la pression 2,5-3atm., puis pénètre dans la colonne de distillation deuxième degré (6), par sa partie haute. Cette solution est chauffée dans la colonne par les gaz montant à contre courant, jusqu'à la température 125-130°C.

La détente de la solution, entraîne une évaporation d'eau et une décomposition complémentaire du carbamate d'ammonium en ammoniac et gaz carbonique. La phase gazeuse sortant de la colonne (6), entre dans le condenseur II (15) où, se forme une solution de carbamate, cette dernière est dirigée vers le bas de la colonne de lavage (16) à l'aide de la pompe (P3); tandis que la phase liquide sortant de la colonne (6), est chauffée par de la vapeur d'eau dans l'échangeur de chaleur (E3), jusqu'à la température 145-150°C, puis pénètre dans le séparateur (7). Le carbamate d'ammonium restant, est complètement décomposé.

Après le séparateur (7), les gaz se dirigent vers la colonne (6), où ils se refroidissent, tandis que la phase liquide pénètre dans le séparateur sous-vide (8), où la pression est de 300-400 mm Hg et la température est de 95-100°C. A l'issue de cette détente, il y a eu une évaporation d'eau et la concentration de la solution en urée atteint 70%.

4- Evaporation premier et deuxième degré :

La solution d'urée sortant du séparateur (8), est envoyée à l'aide de la pompe (P4) vers l'évaporateur sous-vide (9), puis pénètre dans le séparateur (10), où la solution d'urée, à la température 125-130°C et à la pression 400-460 mm Hg, s'évapore et la concentration en urée atteint 95%. La vapeur d'eau évaporée, pénètre dans le bac (B2), tandis que la solution d'urée passe dans l'évaporateur à film (11), puis dans le séparateur (12), où la pression est de 20-30 mm Hg, et la température est de 135-138°C. La concentration de la solution en urée passe de 95% à 99-99,8%. La phase vapeur du séparateur ((12) entre dans le bac (B2).

5- Absorption-Désorption :

L'installation absorption-désorption est utilisée pour récupérer l'ammoniac sortant des différents appareils de l'unité et, de recycler l'ammoniac dissoute dans l'eau, l'ammoniac issue des différentes solutions et l'ammoniac entraînée par les gaz inertes.

Les condensats provenant du réfrigérant (R1), entrent dans le bac (B2). Les gaz issus de (B2), entrent dans la partie basse de l'absorbeur (13). La pompe (P5) aspire la solution de la partie basse du bac (B2) avec un débit de 160 m³/h et, l'envoie vers le réfrigérant (R2) où, elle est refroidit jusqu'à la température 30-35°C. L'effluent passe alors dans la partie haute

de l'absorbéur (13).

L'ammoniac et le gaz carbonique sont absorbés dans l'absorbéur et les gaz inertes, s'échappent dans l'atmosphère. La solution sortant de l'absorbéur retourne de nouveau dans le bac (B2) où, la température est de 40-45°C. La pompe (P6) aspire la solution du bas du bac (B2) et la fait passer dans l'échangeur de chaleur (E4) où, elle récupère de la chaleur de la solution sortant du désorbéur (14), puis entre dans le désorbéur par sa partie haute avec une température de 130-135°C et une pression de 2-3 atm. Pour maintenir une température constante dans le désorbéur, on fait entrer dans sa partie basse de la vapeur d'eau directe.

Dans le désorbéur (14), les sels d'ammonium se décomposent en ammoniac et gaz carbonique. Les gaz désorbés se dirigent vers le condenseur II (15), quent à la solution sortant du désorbéur, passe par (E4) où, elle cède une partie de sa chaleur avant d'être évacuée vers les égouts, après neutralisation. Cette solution contient environ 0,5 g d'ammoniac et 10 mg d'urée par litre.

6- Granulation :

La solution concentrée d'urée sortant du séparateur (12), est envoyée à l'aide de la pompe (P7) vers le haut de la tour de granulation (20) avec une température de 133-140°C et une pression de 740-760 mm Hg, puis tombe par gravité à travers un pulvérisateur. Les gouttes d'urée lors de leur chute, rencontrent à contre courant de l'air chaud, et arrivent en bas de la tour sous forme de grains.

La tour de granulation (20) est munie dans ses parties basse et haute des bouches d'entrée et de sortie d'air. L'air pénètre par les bouches du bas, aspiré par des aspirateurs installés en haut de la tour, puis ressort vers l'atmosphère par les bouches du haut.

7- Emballage et stockage :

L'urée granulée sortant de la tour (20), est transportée à l'aide du tapis roulant (21) vers des silos de stockage.

L'emballage de l'urée se fait dans des sacs en plastique de $(50 \pm 0,5)$ Kg, et sa température avant l'emballage doit être inférieure ou égale à 60°C.

V-BILANS DE MATIERE ET DE CHALEUR :

Une fois établis les paramètres technologiques de base, et avoir choisi les appareils dans lesquels vont avoir lieu les réactions, on doit calculer les bilans de matière et de chaleur afin d'établir les dimensions et le nombre de chacun des appareils devant figurer pour chaque stade de fabrication. Ces bilans doivent être établis aussi bien lors d'un calcul d'un nouveau projet que pour vérifier le bien fondé d'un procédé de fabrication déjà en cours.

1- Bilan de matière :

Le calcul du bilan de matière se fait à la base de la réaction globale principale et les réactions secondaires suivant le principe de la conservation de la matière.

En fait, dans l'industrie, même les principaux constituants des matières premières peuvent réagir entre eux en dehors des réactions principales; en outre, les réactions secondaires se forment aux dépens des impuretés contenues dans les matières premières et, on ne peut connaître rigoureusement toutes les réactions, qui se produisent au cours des processus industriels et les produits secondaires formés; on ne tient compte généralement que des réactions essentielles et des produits, qui ont une certaine valeur pour l'industrie, autrement dit le bilan de matière n'a qu'une valeur approchée. Pour le calcul du bilan de matière, on utilise la formule :

$$G_s + G_1 + G_g = G'_s + G'_1 + G'_g .$$

Bien souvent, en fin de calcul, on représente le bilan de matière sous forme d'un tableau.

2- Bilan de chaleur :

Le bilan de chaleur est calculé à la base de la loi de la conservation de l'énergie, il est calculé pour chaque appareil séparément selon les valeurs du bilan de matière et du bilan de chaleur du procédé de fabrication envisagé dans cet appareil.

Ce qui a été dit au sujet de l'établissement et de l'application du bilan de matière reste vrai en ce qui concerne le bilan de chaleur. En particulier, en fin de calcul du bilan de chaleur, il peut être représenté sous forme de tableau.

Pour le calcul du bilan de chaleur, on utilise la formule :

$$Q_s + Q_1 + Q_g + Q_r + Q_d = Q'_s + Q'_1 + Q'_g + Q'_r + Q'_d .$$

3- Bilans de matière et de chaleur de l'installation :

Données de base :

- Production journalière de l'installation : 750 tonnes/jour soit

31 250 Kg/h, exprimés en quantité d'urée pure à 100%.

- Pression de synthèse : 200 atm.

- Température de synthèse : 195 °C.

- Temps de séjour du mélange réactionnel dans le réacteur : 35 mn.

- Taux de conversion du carbamate d'ammonium en urée : 62%.

- Concentration de la solution fraîche d'ammoniac liquide à l'entrée du réacteur: 99,6% avec 0,4% d'eau.

-Concentration des gaz entrant dans l'installation :

* Gaz carbonique : 98 %.

* Gaz inertes (N₂ , H₂ : 1,2 %; O₂ : 0,8 %) : 2 %.

- Teneur en ammoniac de la solution des sels d'ammonium recyclés vers le réacteur : 40 %.

- Le rapport molaire entre les principaux constituants entrant dans la colonne de synthèse (NH₃ ; CO₂ ; H₂O): 3,8 ; 1 ; 0,7 .

Pertes en urée au cours :

* De la distillation : 5%.

* De l'évaporation : 1%.

* De la granulation : 1%.

- Le nombre de jour d'exploitation par année : 330 Jours/année.

Calculs :

Vu qu'il existe 7% de pertes totales en urée au niveau de toutes les sections de l'installation, il faut donc, qu'il y ait au niveau de la colonne de synthèse une production en urée de :

$$m'_{urée} = m_{urée} + 0,07.m_{urée} = 1,07.m_{urée} .$$

$$m'_{urée} = 1,07.31\ 250 = 33\ 437,5\ Kg/h.$$

En se basant sur l'équation stoechiométrique de la réaction globale de synthèse de l'urée; pour produire 1 tonne/h = 1 000 Kg/h d'urée, il faut assurer un débit d'entrée dans la colonne de synthèse en :

$$* \text{ Ammoniac de : } m_{NH_3} = \frac{2 \cdot M_{NH_3} \cdot 1\ 000}{M_{urée}}$$

où M_{NH₃} = 17 et M_{urée} = 60 g/mole sont respectivement les masses molaire de l'ammoniac et l'urée.

$$m_{NH_3} = \frac{2 \cdot 17 \cdot 1\ 000}{60} = 566,67\ Kg/h.$$

* Gaz carbonique de : $m_{CO_2} = \frac{M_{CO_2} \cdot 1\ 000}{M_{urée}}$ urée carbonique.

où M_{CO₂} = 44 g/mole

$$m_{CO_2} = \frac{44 \cdot 1\ 000}{60} = 733,33\ Kg/h.$$

Connaissant les rapports molaires des constituants rentrant dans

le réacteur et, le taux de conversion en urée; pour produire $m'_{urée} = 33\ 437,5$ Kg/h d'urée, il faut assurer un débit en:

$$* \text{Ammoniac de } G_{NH_3} = \frac{M_{NH_3} \cdot 3,8 \cdot 100}{M_{urée} \cdot \xi} \cdot m'_{urée}$$

où $\xi = 62\%$ taux de conversion.

$$G_{NH_3} = \frac{17 \cdot 3,8 \cdot 100}{60 \cdot 62} \cdot 33\ 437,5 = 58\ 066,2 \text{ Kg/h.}$$

$$* \text{ Gaz carbonique de : } G_{CO_2} = \frac{M_{CO_2} \cdot 1 \cdot 100}{M_{urée} \cdot \xi} \cdot m'_{urée}$$

$$G_{CO_2} = \frac{44 \cdot 1 \cdot 100}{60 \cdot 62} \cdot 33\ 437,5 = 39\ 549,73 \text{ Kg/h.}$$

$$* \text{ Eau de : } G_{H_2O} = \frac{M_{H_2O} \cdot 0,7 \cdot 100}{M_{urée} \cdot \xi} \cdot m'_{urée}$$

où $M_{H_2O} = 18$ g/mole masse molaire de l'eau.

$$G_{H_2O} = \frac{18 \cdot 0,7 \cdot 100}{60 \cdot 62} \cdot 33\ 437,5 = 11\ 325,6 \text{ Kg/h.}$$

- Les quantités d'ammoniac, le gaz carbonique et d'eau entrant dans le réacteur avec la solution des sels d'ammonium recyclée, sont :

Soient α , β , et γ respectivement les teneurs en ammoniac, gaz carbonique et eau, dans la solution des sels d'ammonium.

$$G'_{CO_2} = m'_{urée} \cdot \frac{M_{CO_2} \cdot (1 - \xi)}{M_{urée} \cdot \xi} + m'_{urée} \cdot \frac{M_{CO_2} \cdot p}{M_{urée}}$$

où p sont les pertes en urée au cours de la distillation et l'évaporation sans la perte inévitable (0,58): $p = 0,05 + 0,01 - 0,005 = 0,055$.

$$G'_{NH_3} = G'_{CO_2} \cdot \frac{\alpha}{\beta} \quad \text{et} \quad G'_{H_2O} = G'_{CO_2} \cdot \frac{\gamma}{\beta}$$

$$G'_{CO_2} = 33\ 437,5 \cdot \frac{44 \cdot (1 - 0,62)}{60 \cdot 0,62} + 31\ 250 \cdot \frac{44 \cdot 0,055}{60}$$

$$G'_{CO_2} = 16\ 289,31 \text{ Kg/h.}$$

Soit A_1 la quantité d'ammoniac fraîche et recyclée (sans celle recyclée avec la solution des sels d'ammonium):

$$A_1 = G_{NH_3} - G'_{NH_3} = G_{NH_3} - G'_{CO_2} \cdot \frac{\alpha}{\beta}$$

et soit B_1 la quantité d'eau contenue dans A_1 :

$$B_1 = A_1 \cdot \frac{0,004}{1 - 0,004} = (G_{NH_3} - G'_{CO_2} \cdot \frac{\alpha}{\beta}) \cdot \frac{0,004}{1 - 0,004}$$

$$B_1 = (58\ 066,2 - 16\ 289,31 \cdot \frac{0,4}{\beta}) \cdot \frac{0,004}{1 - 0,004}$$

$$B_1 = 233,2 - 26,17 \cdot \frac{1}{\beta}$$

D'autre part $B_1 = G_{H_2O} - G'_{H_2O} = G_{H_2O} - G'_{CO_2} \cdot \frac{\gamma}{\beta}$

$$B_1 = 11\ 325,6 - 16\ 289,31 \cdot \frac{\gamma}{\beta}$$

$$\text{or } \alpha + \xi + \gamma = 1 \quad \xi + \gamma = 1 - \alpha = 1 - 0,4 = 0,6 \quad \gamma = 0,6 - \beta$$

donc on a un système à deux équations avec deux inconnues β et γ :

$$\begin{cases} 233,2 - 26,17 \cdot \frac{1}{\beta} = 11\,325,6 - 16\,289,31 \cdot \frac{\gamma}{\beta} \\ \gamma = 0,6 - \beta \end{cases}$$

d'où $\beta = 0,35598$ et $\gamma = 0,24402$.

donc les quantités d'ammoniac et d'eau recyclées avec la solution des sels d'ammonium sont :

$$G'_{\text{NH}_3} = 16\,289,31 \cdot \frac{0,4}{0,35598} = 18\,303,62 \text{ Kg/h.}$$

$$G'_{\text{H}_2\text{O}} = 16\,289,31 \cdot \frac{0,24402}{0,35598} = 11\,166,12 \text{ Kg/h.}$$

et la quantité totale de la solution des sels d'ammonium recyclée vers le réacteur, est de :

$$G'_{\text{NH}_3} + G'_{\text{CO}_2} + G'_{\text{H}_2\text{O}} = 18\,303,62 + 16\,289,31 + 11\,166,12 = 45\,759,05 \text{ Kg/h.}$$

- La quantité d'ammoniac fraîche et recyclée, A_1 est de :

$$A_1 = G_{\text{NH}_3} - G'_{\text{NH}_3} = 58\,066,2 - 18\,303,6 = 39\,762,58 \text{ Kg/h.}$$

- La quantité d'eau que contient A_1 est de :

$$B_1 = 233,2 - 26,17 \cdot \frac{1}{0,35598} = 159,68 \text{ Kg/h.}$$

3-1 Bilan de matière de la colonne de synthèse :

- Les quantités des principaux constituants entrant dans la colonne sont de :

$$G_{\text{NH}_3} = 58\,066,20 \text{ Kg/h.}$$

$$G_{\text{CO}_2} = 39\,549,73 \text{ Kg/h.}$$

$$G_{\text{H}_2\text{O}} = 11\,325,60 \text{ Kg/h.}$$

- La quantité² de gaz carbonique fraîche entrant dans la colonne est de :

$$G_{\text{CO}_2} - G'_{\text{CO}_2} = 39\,549,73 - 16\,289,31 = 23\,260,42 \text{ Kg/h.}$$

Comme cette quantité² contient 2% en gaz inertes (g.I), on a alors un débit volumique en gaz inertes entrant dans la colonne avec le gaz carbonique frais

$$\text{de : } V_{\text{g.I}} = (G_{\text{CO}_2} - G'_{\text{CO}_2}) \cdot \frac{V_M}{M_{\text{CO}_2}} \cdot \frac{2}{100 - 2}$$

où $V_M = 22,4 \text{ Nm}^3/\text{K mole}$ volume molaire d'un gaz parfait dans les conditions normales.

$$V_{\text{g.I}} = 23\,260,42 \cdot \frac{22,4}{44} \cdot \frac{2}{100 - 2} = 241,67 \text{ Nm}^3/\text{h.}$$

ce qui correspond à un débit massique en gaz inertes de :

$$G_{\text{g.I}} = V_{\text{g.I}} \cdot \rho_{\text{g.I}}$$

où $\rho_{\text{g.I}} = 0,73 \text{ Kg/m}^3$ densité des gaz inertes (azote).

$$G_{\text{g.I}} = 241,67 \cdot 0,73 = 176,42 \text{ Kg/h.}$$

En considérant la réaction de la première étape (1), la quantité de carbamate d'ammonium (C.A) formée sera la :

$$G_{\text{C.A}} = G_{\text{CO}_2} \cdot \frac{M_{\text{C.A}}}{M_{\text{CO}_2}}$$

où $M_{\text{C.A}} = 78 \text{ g/mole}$ masse molaire du carbamate d'ammonium.

$$G_{\text{C.A}} = 39\,549,73 \cdot \frac{78}{44} = 70\,110,9 \text{ Kg/h.}$$

- La quantité d'ammoniac nécessaire à la formation de $G_{C.A}$ est de :

$$G_{NH_3}^1 = G_{C.A} \cdot \frac{2 \cdot M_{NH_3}}{M_{C.A}} = 70\,110,9 \cdot \frac{2 \cdot 17}{78} = 30\,561,2 \text{ Kg/h.}$$

donc la quantité d'ammoniac qui n'a pas réagit est de :

$$G_{NH_3}^2 = G_{NH_3} - G_{NH_3}^1 = 58\,066,20 - 30\,561,20 = 27\,505 \text{ Kg/h.}$$

- La quantité d'urée formée à partir du carbamate d'ammonium, selon la réaction de la deuxième étape (2), est de :

$$m_{urée} = G_{C.A} \cdot \frac{M_{urée}}{M_{C.A}} \cdot \frac{Q}{100} = 70\,110,9 \cdot \frac{60}{78} \cdot \frac{62}{100} = 33\,437,5 \text{ Kg/h.}$$

et la quantité d'eau formée avec l'urée est de :

$$m_{H_2O} = G_{C.A} \cdot \frac{M_{H_2O}}{M_{C.A}} \cdot \frac{Q}{100} = 70\,110,9 \cdot \frac{18}{78} \cdot \frac{62}{100} = 10\,031,25 \text{ Kg/h.}$$

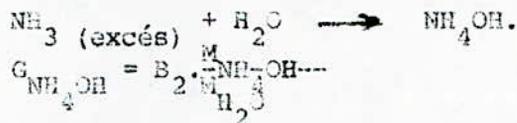
- La quantité de carbamate d'ammonium, qui n'a pas été transformée, est de :

$$G'_{C.A} = G_{C.A} \cdot \frac{100 - Q}{100} = 70\,110,9 \cdot \frac{100 - 62}{100} = 25\,642,14 \text{ Kg/h.}$$

donc la quantité totale d'eau qui sort du réacteur est de :

$$B_2 = G_{H_2O} + m_{H_2O} = 11\,325,6 + 10\,031,25 = 21\,356,85 \text{ Kg/h.}$$

d'où la quantité d'ammoniac (NH_4OH) qui se forme d'après la réaction :



$$G_{NH_4OH} = B_2 \cdot \frac{M_{NH_4OH}}{M_{H_2O}}$$

où $M_{NH_4OH} = 35$ g/mole masse molaire de NH_4OH .

$$G_{NH_4OH} = 21\,356,85 \cdot \frac{35}{18} = 41\,527,21 \text{ Kg/h.}$$

- La quantité d'ammoniac qui a réagit avec l'eau pour donner NH_4OH est de :

$$G_{NH_3}^3 = G_{NH_4OH} - B_2 = 41\,527,21 - 21\,356,85 = 20\,170,36 \text{ Kg/h.}$$

d'où la quantité d'ammoniac restante dans la phase gazeuse est de :

$$G_{NH_3}^4 = G_{NH_3}^2 - G_{NH_3}^3 = 27\,505 - 20\,170,36 = 7\,334,64 \text{ Kg/h.}$$

- Le tableau I résume le bilan de matière de la colonne de synthèse.

- Détermination du nombre de colonnes de synthèse :

D'après le bilan de matière de la colonne de synthèse, le débit total de tous les constituants entrant dans la colonne de synthèse, est de 109 118,15 Kg/h. Sachant que la masse volumique du mélange est de 900 Kg/m³, on aura donc un débit volumique total de :

$$v = \frac{109\,118,15}{900} = 121,24 \text{ m}^3/\text{h.}$$

Connaissant le temps de séjour du mélange réactionnel dans le réacteur

$\tau = 35 \text{ mn} = \frac{7}{12} \text{ h}$, on peut calculer le volume nécessaire pour assurer un débit de 121,24 m³/h :

$$V = v \cdot \tau = 121,24 \cdot \frac{7}{12} = 70,72 \text{ m}^3$$

T A B L E A U I

Tableau récapitulatif du bilan de matière de la colonne de synthèse.

E N T R E E			S O R T I E		
CONSTITUANTS	DEBITS (Kg/h)	% MAS.	CONSTITUANTS	DEBITS (Kg/h)	% MAS.
Sol. d'am. frai. et recyc. : NH ₃	39 762,50	99,6	Efflu. sort. du réact.		
H ₂ O	159,68	0,4	CO(NH ₂) ₂	33 437,50	30,6
			NH ₂ COONH ₄	26 642,14	30,6
Tot. de la solu.	39 922,26	100	NH ₃ en excés	7 334,64	6,7
			NH ₄ OH	41 527,21	38,1
Gaz frais :			Gaz inertes	176,42	0,2
CO ₂	23 260,42	99,2	Total de l'effluent	109 117,91	100
Gaz inertes	176,42	0,8			
Tot. des gaz	23 436,84	100			
Sol. sels d'ammonium:					
NH ₃	18 303,62	40			
CO ₂	16 289,31	35,6			
H ₂ O	11 166,15	24,4			
Tot. de la sol.	45 759,05	100			
TOTAL GENERAL	1109 118,15		TOTAL GENERAL	109 117,91	

Dans l'industrie, on construit des colonnes de synthèse ayant un volume interne de 23 m³ avec une hauteur de 23 m et un diamètre extérieur de 1,3 m, donc il faut installer un nombre de colonnes N de

$$N = \frac{70,72}{23} = 3$$

Ces colonnes fonctionnent parallèlement pour assurer la production désirée en urée.

3-2 Bilan de matière de la colonne de distillation premier degré :

Données de base :

- Pression au sein de la colonne : 20 atm.
- Taux d'enlèvement de l'ammoniac en excès : 90 %.
- Taux de décomposition du carbamate d'ammonium : 90 %.
- Teneur de la phase gazeuse sortant de la colonne en eau : 3 %.

Calculs :

- La quantité de carbamate d'ammonium qui s'est décomposé est de :

$$G_{C.A.}^1 = G'_{C.A.} \cdot 0,9 = 26\ 642,14 \cdot 0,9 = 23\ 978 \text{ Kg/h.}$$

- Les quantités d'ammoniac et gaz carbonique formés après la décomposition du carbamate d'ammonium, sont de :

$$G_{NH_3}^5 = G_{C.A.}^1 \cdot \frac{2 \cdot M_{NH_3}}{M_{C.A.}} = 23\ 978 \cdot \frac{2 \cdot 17}{78} = 10\ 451,95 \text{ Kg/h.}$$

$$G_{CO_2}^1 = G_{C.A.}^1 \cdot \frac{M_{CO_2}}{M_{C.A.}} = 23\ 978 \cdot \frac{44}{78} = 13\ 526,05 \text{ Kg/h.}$$

- La quantité de carbamate d'ammonium restante dans la solution est de :

$$G_{C.A.}^2 = G'_{C.A.} - G_{C.A.}^1 = 26\ 642,14 - 23\ 978 = 2\ 664,14 \text{ Kg/h.}$$

- La quantité d'ammoniac dégagée lors de la distillation est de :

$$G_{NH_3}^6 = G_{NH_3}^2 \cdot 0,9 = 27\ 505 \cdot 0,9 = 24\ 754,5 \text{ Kg/h.}$$

- La quantité d'ammoniac restante en solution est de :

$$G_{NH_3}^7 = G_{NH_3}^2 - G_{NH_3}^6 = 27\ 505 - 24\ 754,5 = 2\ 750,5 \text{ Kg/h.}$$

- La quantité d'ammoniac totale dégagée est alors de :

$$G_{NH_3}^8 = G_{NH_3}^5 + G_{NH_3}^6 = 10\ 451,95 + 24\ 754,5 = 35\ 206,45 \text{ Kg/h.}$$

- La quantité d'eau dégagée lors de la distillation avec la phase gazeuse est de

$$G_{H_2O}^1 = (G_{g.I} + G_{CO_2}^1 + G_{NH_3}^8) \cdot \frac{3}{100 - 3}$$

$$G_{H_2O}^2 = (176,42 + 13\ 526,05 + 35\ 206,45) \cdot \frac{3}{100 - 3} = 1\ 512,65 \text{ Kg/h.}$$

- La quantité d'eau restante dans la solution est alors de :

$$G_{H_2O}^2 = B_2 - G_{H_2O}^1 = 21\ 356,85 - 1\ 512,65 = 19\ 844,2 \text{ Kg/h.}$$

- Le tableau II résume le bilan de matière de la colonne de distillation premier degré.

T A B L E A U I I

Tableau récapitulatif du bilan de matière de la colonne de distillation premier degré.

E N T R E E			S O R T I E		
CONSTITUANTS	DEBITS (Kg/h)	% MAS.	CONSTITUANTS	DEBITS (Kg/h)	% MAS.
Efflu. sort. du réac.			Phase gaz. allant vers		
CO(NH ₂) ₂	33 437,50	30,6	la colonne de lavage :		
NH ₂ COONH ₄	26 642,14	24,4	NH ₃	35 206,45	69,8
NH ₃ en excès	7 334,64	6,7	CO ₂	13 526,05	26,8
NH ₄ OH	41 527,21	38,1	H ₂ O vap.	1 512,65	3,0
Gaz inertes	176,42	0,2	Gaz inertes	176,42	0,4
Total de l'effluent	109 117,91	100	Tot. de la phase gaz.	50 421,57	100
			Pha. liq. allant vers		
			col. distil. 2ème deg.		
			CO(NH ₂) ₂	33 437,50	157,0
			NH ₂ COONH ₄	2 664,14	4,5
			NH ₃ en excès	2 750,50	4,7
			H ₂ O	19 844,20	33,8
			Tot. de la phase liq.	58 696,34	100
TOTAL GENERAL	109 117,91		TOTAL GENERAL	109 117,91	

3-3 Bilan de matière de la colonne de distillation deuxième degré :

Données de base :

- Pression au sein de la colonne : 3 atm.
- Pertes en urée par rapport à la masse produite : 5 %.
- Teneur de la phase gazeuse sortante de la colonne en eau par rapport au volume du gaz sec : 30 %.
- On suppose que la décomposition du carbamate d'ammonium est totale, c'est à dire qu'il y a un dégagement complet d'ammoniac et du gaz carbonique.

Calculs :

- La quantité d'urée perdue au cours de la distillation:

$$P_d = m_{urée} \cdot \frac{5}{100} = 31\ 250 \cdot \frac{5}{100} = 1\ 562,5 \text{ Kg/h.}$$

- En fait ces pertes en urée se traduisent par une formation du carbamate d'ammonium selon la réaction :



et cette quantité de carbamate d'ammonium est de :

$$G_{C.A}^3 = P_d \cdot \frac{M_{C.A}}{M_{urée}} = 1\ 562,5 \cdot \frac{78}{60} = 2\ 031,25 \text{ Kg/h.}$$

- La quantité d'eau qui a réagit avec l'urée pour donner du carbamate d'ammonium est de :

$$G_{H_2O}^3 = P_d \cdot \frac{M_{H_2O}}{M_{urée}} = 1\ 562,5 \cdot \frac{18}{60} = 468,75 \text{ Kg/h.}$$

- La quantité totale du carbamate d'ammonium, qui s'est décomposé dans la colonne est de :

$$G_{C.A}^4 = G_{C.A}^2 + G_{C.A}^3 = 2\ 664,14 + 2\ 031,25 = 4\ 695,39 \text{ Kg/h.}$$

- Les quantités d'ammoniac et de gaz carbonique, qui se sont dégagés lors de la décomposition du carbamate d'ammonium, sont de :

$$G_{NH_3}^9 = G_{C.A}^4 \cdot \frac{2 \cdot M_{NH_3}}{M_{C.A}} = 4\ 695,39 \cdot \frac{2 \cdot 17}{78} = 2\ 046,71 \text{ Kg/h.}$$

$$G_{CO_2}^2 = G_{C.A}^4 \cdot \frac{M_{CO_2}}{M_{C.A}} = 4\ 695,39 \cdot \frac{44}{78} = 2\ 648,68 \text{ Kg/h.}$$

- La quantité totale d'ammoniac dégagée de la colonne est de :

$$G_{NH_3}^{10} = G_{NH_3}^9 + G_{NH_3}^7 = 2\ 046,71 + 2\ 750,5 = 4\ 797,21 \text{ Kg/h.}$$

- les débits volumiques d'ammoniac et de gaz carbonique, sortant de la colonne, sont de :

$$V_{NH_3}^{10} = \frac{G_{NH_3}^{10} \cdot V_{NH_3} \cdot T_o \cdot P_o}{M_{NH_3} \cdot T_g \cdot P_c} \quad \text{et} \quad V_{CO_2}^2 = \frac{G_{CO_2}^2 \cdot V_{CO_2} \cdot T_o \cdot P_o}{M_{CO_2} \cdot T_o \cdot P_c}$$

où $T_g = 273 + 110 = 383 \text{ }^\circ\text{K}$ est la température moyenne des gaz dégagés.

$T_o = 273 \text{ }^\circ\text{K}$ température absolue.

$P_o = 1 \text{ atm.}$ pression atmosphérique.

$P_c = 3 \text{ atm.}$ pression au sein de la colonne.

$$V_{\text{NH}_3} = \frac{4.797,21.22,4.383,1}{17.273,3} = 2.956 \text{ Kg/h.}$$

$$V_{\text{CO}_2} = \frac{2.648,68.22,4.383,1}{44.273,3} = 630,56 \text{ Kg/h.}$$

- Dans les conditions réelles, le débit volumique de la vapeur d'eau qui sort avec les gaz, de la colonne, est de :

$$V_{\text{H}_2\text{O}} = (V_{\text{NH}_3} + V_{\text{CO}_2}) \cdot \frac{30}{100} = (2.956 + 630,56) \cdot \frac{30}{100} = 1.075,97 \text{ m}^3/\text{h.}$$

dans les conditions normales, on aura un débit volumique de :

$$V'_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{V_{\text{H}_2\text{O}} \cdot T_0 \cdot P_c}{T_s \cdot P_0} = \frac{1.075,97.273,3}{383,1} = 2.300,62 \text{ Nm}^3/\text{h.}$$

Ce qui correspond à une quantité de vapeur d'eau de :

$$G_{\text{H}_2\text{O}}^4 = \frac{V'_{\text{H}_2\text{O}} \cdot M_{\text{H}_2\text{O}}}{V_M} = \frac{2.300,62.18}{22,4} = 1.848,87 \text{ Kg/h}$$

- La quantité d'eau qui reste dans la solution d'urée est de :

$$G_{\text{H}_2\text{O}}^5 = G_{\text{H}_2\text{O}}^2 - (G_{\text{H}_2\text{O}}^4 + G_{\text{H}_2\text{O}}^3) = 19.844,2 - (1.848,87 + 468,75)$$

$$G_{\text{H}_2\text{O}}^5 = 17.526,58 \text{ Kg/h.}$$

- La quantité d'urée qui sort de la colonne est de :

$$m''_{\text{urée}} = m'_{\text{urée}} - p_1 = 33.437,5 - 1.562,5 = 31.875 \text{ Kg/h.}$$

- La quantité de la solution d'urée qui sort de la colonne est alors de :

$$G_{\text{s.urée}} = m''_{\text{urée}} + G_{\text{H}_2\text{O}}^5 = 31.875 + 17.526,58 = 49.401,58 \text{ Kg/h.}$$

- La teneur de la solution en urée est de :

$$Q' = \frac{m''_{\text{urée}} \cdot 100}{G_{\text{s.urée}}} = \frac{31.875 \cdot 100}{49.401,58} = 64,52 \%$$

- Le tableau III résume le bilan de matière de la colonne de distillation deuxième degré.

3-4 Bilan de matière de l'évaporateur sous-vide :

Données de base :

- Température de la solution à l'entrée de l'évaporateur : $t_{\text{ev}}^e = 140 \text{ }^\circ\text{C.}$

- Température de la solution à la sortie de l'évaporateur : $t_{\text{ev}}^s = 95 \text{ }^\circ\text{C.}$

- Pression au sein de l'évaporateur : $0,427 \cdot 10^5 \text{ N/m}^2$ (440 mm Hg).

Calculs :

- Pour calculer la quantité X d'eau évaporisée, on a établi l'équation du bilan de chaleur de l'évaporateur sous-vide :

$$(G_{\text{H}_2\text{O}}^5 \cdot C_1 + m''_{\text{urée}} \cdot C_2) \cdot t_{\text{ev}}^e = m''_{\text{urée}} \cdot C_2' \cdot t_{\text{ev}}^s + (G_{\text{H}_2\text{O}}^5 - X) \cdot C_1' \cdot t_{\text{ev}}^s + X \cdot r + Q$$

$$\text{d'où } X = \frac{(G_{\text{H}_2\text{O}}^5 \cdot C_1 + m''_{\text{urée}} \cdot C_2) \cdot t_{\text{ev}}^e - (m''_{\text{urée}} \cdot C_2' + G_{\text{H}_2\text{O}}^5 \cdot C_1') \cdot t_{\text{ev}}^s - Q}{r - C_1' \cdot t_{\text{ev}}^s}$$

T A B L E A U III

Tableau récapitulatif du bilan de matière de la colonne de distillation deuxième degré.

E N T R E E			S O R T I E		
CONSTITUANTS	DEBITS (Kg/h)	% MAS;	CONSTITUANTS	DEBITS (Kg/h)	% MAS.
Solution :			Sol. allant vers la		
CO(NH ₂) ₂	33 437,50	57,0	transf. en produit :		
NH ₂ COONH ₄	2 664,14	4,5	CO(NH ₂) ₂	31 875,00	64,5
NH ₃ en excès	2 750,50	4,7	H ₂ O	17 526,58	35,5
H ₂ O	19 844,20	33,8			
			Total de la solution	49 401,58	100
Total de la solution	58 696,34	100	Phase gaz. sort. de la		
			colonne :		
			NH ₃	4 797,21	51,6
			CO ₂	2 648,68	28,5
			H ₂ O vap.	1 848,87	19,9
			Total de la phase gaz.	9 294,76	100
TOTAL GENERAL	58 696,34		TOTAL GENERAL	58 696,34	

- où $C_1 = 4,208 \text{ KJ/Kg.}^\circ\text{C}$ chaleur spécifique de l'eau à 140°C .
 $C'_1 = 4,190 \text{ KJ/Kg.}^\circ\text{C}$ chaleur spécifique de l'eau à 95°C .
 $C_2 = 2,014 \text{ KJ/Kg.}^\circ\text{C}$ chaleur spécifique de l'urée à 140°C .
 $C'_2 = 1,845 \text{ KJ/Kg.}^\circ\text{C}$ chaleur spécifique de l'urée à 95°C .
 $r = 2\,320 \text{ KJ/Kg}$ chaleur d'évaporation de l'eau à $0,425 \cdot 10^5 \text{ N/m}^2$.
 $Q = 2\,000 \text{ KJ/Kg}$ pertes en chaleur de l'évaporateur.

$$X = \frac{(17\,526,58 \cdot 4,208 + 17\,526,58 \cdot 4,19) \cdot 95 + 2\,000}{2\,320 - 4,19 \cdot 95} = 3\,510,7 \text{ Kg/h.}$$

- La quantité d'eau qui reste dans la solution d'urée est alors de :

$$G_{\text{H}_2\text{O}}^6 = G_{\text{H}_2\text{O}}^5 - X = 17\,526,58 - 3\,510,7 = 14\,015,88 \text{ Kg/h.}$$

- Le tableau IV résume le bilan de matière de l'évaporateur sous-vide.

3-5 Bilan de matière de l'évaporateur à film :

Données de base :

- Teneur de la solution en urée à la sortie de l'évaporateur : 99,8 %.
- Pertes en urée au cours de l'évaporation, par rapport à la masse du produit 1 %.

Calculs :

- Pertes en urée au cours de l'évaporation sont de :

$$P_{\text{ev}} = m'_{\text{urée}} \cdot \frac{1}{100} = 31\,250 \cdot \frac{1}{100} = 312,5 \text{ Kg/h.}$$

- En fait ces pertes se traduisent par une formation d'ammoniac et de gaz carbonique, selon la réaction :



d'où les quantités d'ammoniac et gaz carbonique formés sont de :

$$G_{\text{NH}_3}^{11} = P_{\text{ev}} \cdot \frac{2 \cdot M_{\text{NH}_3}}{M_{\text{urée}}} = 312,5 \cdot \frac{2 \cdot 17}{60} = 177,08 \text{ Kg/h.}$$

et $G_{\text{CO}_2}^3 = P_{\text{ev}} \cdot \frac{M_{\text{CO}_2}}{M_{\text{urée}}} = 312,5 \cdot \frac{44}{60} = 229,17 \text{ Kg/h.}$

- La quantité d'eau qui a réagit avec l'urée est de :

$$G_{\text{H}_2\text{O}}^7 = P_{\text{ev}} \cdot \frac{M_{\text{H}_2\text{O}}}{M_{\text{urée}}} = 312,5 \cdot \frac{18}{60} = 93,75 \text{ Kg/h.}$$

- La quantité d'urée qui sort de l'évaporateur est de :

$$m''_{\text{urée}} = m'_{\text{urée}} - P_{\text{ev}} = 31\,875 - 312,5 = 31\,562,5 \text{ Kg/h.}$$

- La quantité d'eau que contient la solution d'urée sortant de l'évaporateur est de :

$$G_{\text{H}_2\text{O}}^8 = m''_{\text{urée}} \cdot \frac{0,2}{100 - 0,2} = 31\,562,5 \cdot \frac{0,2}{99,8} = 63,25 \text{ Kg/h.}$$

- La quantité d'eau vaporisée est de :

$$G_{\text{H}_2\text{O}}^9 = G_{\text{H}_2\text{O}}^6 - (G_{\text{H}_2\text{O}}^7 + G_{\text{H}_2\text{O}}^8) = 14\,015,88 - (93,75 + 63,25) = 13\,858,88 \text{ Kg/h.}$$

TABLEAU IV

Tableau récapitulatif du bilan de matière de l'évaporateur sous-vide.

E N T R E E			S O R T I E		
CONSTITUANTS	DEBITS (Kg/h)	% MAS.	CONSTITUANTS	DEBITS (Kg/h)	% MAS.
Solution d'urée:			Sol. al. vers l'év. Fi		
CO(NH ₂) ₂	31 875,00	64,5	CO(NH ₂) ₂	31 875,00	69,5
H ₂ O	17 526,58	35,5	H ₂ O	14 015,88	30,5
Total de la solution	49 401,58	100	Total de la solution	45 890,88	100
			Vap. al. vers absorb.:		
			H ₂ O vap.	3 510,70	
TOTAL GENERAL	49 401,58		TOTAL GENERAL	49 401,58	

- Le tableau V résume le bilan de matière de l'évaporateur à film.

3-6 Bilans de matière de la colonne de lavage et des condenseurs I et II :

Données de base :

- Pression au sein de la colonne de lavage ; 20 atm.
- Pression au sein du condenseur I : 20 atm.
- Pression au sein du condenseur II : 3 atm.
- La température des gaz à l'entrée du condenseur I : 50 °C.
- La température de l'ammoniac liquide à la sortie du condenseur I : 37 °C.
- La teneur en ammoniac non condensée des gaz sortant du condenseur I est de : 65 % (% massique).
- La teneur en eau de la phase gazeuse sortant de la colonne de lavage et entrant dans le condenseur I est de : 0,2 % (% massique).

Calculs :

- La quantité d'ammoniac sortant avec les gaz du condenseur I est de :

$$G_{NH_3}^{12} = G_{g.I} \cdot \frac{65}{100 - 65} = 176,42 \cdot \frac{65}{100 - 65} = 327,64 \text{ Kg/h}$$

- La quantité d'ammoniac qui entre dans le condenseur II est de :

$$G_{NH_3}^{13} = G_{NH_3}^{10} + G_{NH_3}^{22} = 4\,797,21 + 416,18 = 5\,213,39 \text{ Kg/h.}$$

où $G_{NH_3}^{22} = 416,18 \text{ Kg/h}$ quantité d'ammoniac provenant du désorbeur (voir bilan de matière du désorbeur).

- La quantité d'ammoniac qui entre dans la colonne de lavage est de :

$$G_{NH_3}^{14} = G_{NH_3}^{13} + G_{NH_3}^0 = 5\,213,39 + 35\,206,45 = 40\,419,84 \text{ Kg/h.}$$

- La quantité d'ammoniac dégagée avec la phase gazeuse sortant de la colonne de lavage vers le condenseur I est de :

$$G_{NH_3}^{15} = G_{NH_3}^{14} - G_{NH_3}^{12} = 40\,419,84 - 18\,303,62 = 22\,116,22 \text{ Kg/h.}$$

- La quantité de gaz carbonique qui entre dans la colonne de lavage est de :

$$G_{CO_2}^4 = G_{CO_2}^1 + G_{CO_2}^2 + G_{CO_2}^6 = 13\,526,05 + 2\,648,68 + 114,59$$

$$G_{CO_2}^4 = 16\,289,32 \text{ Kg/h;}$$

où $G_{CO_2}^6 = 114,59 \text{ Kg/h}$ quantité de gaz carbonique provenant du désorbeur (voir bilan de matière du désorbeur).

- La quantité d'ammoniac condensée dans le condenseur I est de :

$$G_{NH_3}^{16} = G_{NH_3}^{15} - G_{NH_3}^{12} = 22\,116,22 - 327,64 = 21\,788,58 \text{ Kg/h.}$$

- La quantité d'eau qui entre dans le condenseur I avec la phase gazeuse est de :

$$G_{H_2O}^{10} = G_{NH_3}^{16} \cdot \frac{0,2}{100 - 0,2} = 21\,788,58 \cdot \frac{0,2}{99,8} = 43,67 \text{ Kg/h.}$$

- La quantité totale d'eau qui sort de la colonne de lavage est de :

$$G_{H_2O}^{11} = G_{H_2O}^9 + G_{H_2O}^{10} = 11\,166,12 + 43,67 = 11\,209,79 \text{ Kg/h.}$$

T A B L E A U V

Tableau récapitulatif du bilan de matière de l'évaporateur à film.

E N T R E E			S O R T I E				
CONSTITUANTS	DEBITS (Kg/H)	% MAS.	CONSTITUANTS	DEBITS (Kg/h)	% MAS.		
Solution d'urée :			Sol. urée al. vers la				
CO(NH ₂) ₂	31 875,00	69,5	tour de granulation :				
H ₂ O	14 015,88	30,5	CO(NH ₂) ₂	31 562,50	99,8		
			H ₂ O	63,25	0,2		
Total de la solution	45 890,88	100					
/			Phase gaz. al. vers le				
			absorbeur :				
			H ₂ O vap.	13 858,88	97,1		
			NH ₃	177,08	1,3		
			CO ₂	229,17	1,6		
			Total de la phase ga	14 265,13	100		
TOTAL GENERAL	45 890,88		TOTAL GENERAL	45 890,88			

- La quantité totale d'eau qui entre dans la colonne de lavage est de :
 Soit Y la quantité d'eau qui sort du désorbeur et entre dans le condenseur II puis entre dans la colonne de lavage :

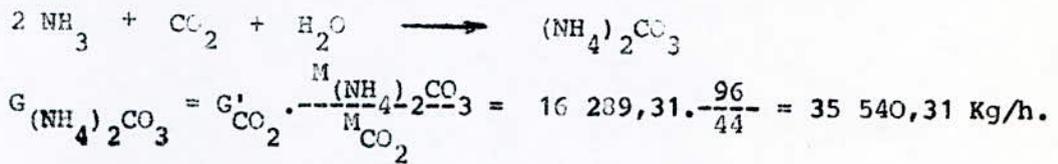
$$G_{H_2O}^{12} = Y + G_{H_2O}^4 + G_{H_2O}^1 = Y + 1\ 848,87 + 1\ 512,65 = Y + 3\ 361,52$$

or $G_{H_2O}^{12} = G_{H_2O}^{11}$ d'où $Y = G_{H_2O}^{11} - 3\ 361,52$

$$Y = 11\ 209,75 - 3\ 361,52 = 7\ 848,27 \text{ Kg/h.}$$

- La quantité d'eau qui entre dans la colonne de lavage sortant du condenseur II est de : $G_{H_2O}^{13} = G_{H_2O}^4 + Y = 1\ 848,87 + 7\ 848,27 = 9\ 697,14 \text{ Kg/h.}$

- La quantité de carbonate d'ammonium qui sort de la colonne de lavage est de : le carbonate d'ammonium est formé selon la réaction suivante :



où $M_{(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3} = 96 \text{ g/mole}$ masse molaire du carbonate d'ammonium.

- La quantité d'eau qui a réagi pour former du carbonate d'ammonium est de :

$$G_{H_2O}^{14} = G_{\text{CO}_2} \cdot \frac{M_{H_2O}}{M_{\text{CO}_2}} = 16\ 289,31 \cdot \frac{18}{44} = 6\ 663,81 \text{ Kg/h.}$$

- La quantité d'ammoniac qui a réagi pour former le carbonate d'ammonium est de :

$$G_{\text{NH}_3}^{17} = G_{(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3} - (G_{\text{CO}_2} + G_{H_2O}^{14})$$

$$G_{\text{NH}_3}^{17} = 35\ 540,3 - (16\ 289,31 + 6\ 663,81) = 12\ 587,19 \text{ Kg/h.}$$

- La quantité d'eau restante, qui a réagi avec l'ammoniac pour former NH_4OH est de : $G_{H_2O}^{15} = G_{H_2O}^{13} - G_{H_2O}^{14} = 11\ 166,12 - 6\ 663,81 = 4\ 502,31 \text{ Kg/h.}$

- La quantité de NH_4OH formée, est de :

$$G_{\text{NH}_4\text{OH}}^{15} = G_{H_2O}^{15} \cdot \frac{M_{\text{NH}_4\text{OH}}}{M_{H_2O}} = 4\ 502,31 \cdot \frac{35}{18} = 8\ 754,49 \text{ Kg/h.}$$

- La quantité d'ammoniac qui a réagi avec l'eau pour former NH_4OH , est de :

$$G_{\text{NH}_3}^{18} = G_{\text{NH}_4\text{OH}}^{15} - G_{H_2O}^{15} = 8\ 754,49 - 4\ 502,31 = 4\ 252,18 \text{ Kg/h.}$$

- La quantité d'ammoniac restant en excès, est de :

$$G_{\text{NH}_3}^{19} = G_{\text{NH}_3}^{17} - (G_{\text{NH}_3}^{18} + G_{\text{NH}_3}^{17}) = 18\ 303,62 - (12\ 587,19 + 4\ 252,18)$$

$$G_{\text{NH}_3}^{19} = 1\ 464,25 \text{ Kg/h.}$$

- Les tableaux VI, VII et VIII résument respectivement les bilans de matière de la colonne de lavage et des condenseurs I et II.

3-7 Bilans de matière de l'absorbeur et le désorbeur :

Données de base :

- Pression au sein de l'absorbeur : 1 atm.

TABLEAU VI

Tableau récapitulatif du bilan de matière de la colonne de lavage;

ENTRÉE			SORTIE		
CONSTITUANTS	DEBITS (Kg/h)	% MAS.	CONSTITUANTS	DEBITS (Kg/h)	% MAS.
Phase gaz. sort. de la col. dist. 1er degré:			Phase gaz. al. vers condenseur I :		
NH ₃	35 206,45	69,8	NH ₃	22 116,22	99,0
CO ₂	13 526,05	26,8	H ₂ O vap.	43,67	0,2
H ₂ O vap.	1 512,65	3,0	Gaz inertes	176,42	0,8
Gaz inertes	176,42	0,4	Tot. de la phase gaz.	22 336,31	100
Tot. de la phase gaz.	50 421,57	100	Sol. sels d'amm. all. vers col. synthèse :		
Sol. sort. du cond. II :			(NH ₄) ₂ CO ₃	35 540,31	77,8
NH ₃	5 213,39	29,5	NH ₄ OH	8 754,49	19,2
CO ₂	2 763,27	15,6	NH ₃ en excés	1 464,25	3,0
H ₂ O	9 697,14	54,9	Tot. de la solution	45 759,05	100
Tot. de la solution	17 673,80	100	TOTAL GENERAL	68 095,36	
TOTAL GENERAL	68 095,37				

TABLEAU VII

Tableau récapitulatif du bilan de matière du condenseur I.

ENTREE			SORTIE		
CONSTITUANTS	DEBITS (Kg/h)	% MAS.	SONSTITUANTS	DEBITS (Kg/h)	% MAS.
Phase gaz. sort. de la col. de lavage :			Phase gaz. al. vers l'absorbeur :		
NH ₃	22 116,22	99,0	NH ₃	327,64	65,0
H ₂ O vap.	43,67	0,2	Gaz inertes	176,42	35,0
Gaz inertes	176,42	0,8			
Total de la phase G	22 336,31	100	Sol. al. vers collec. d'ammoniac liquide :		
			NH ₃	21 778,58	99,8
			H ₂ O	43,67	0,2
			Tot. de la solution	21 832,25	100
TOTAL GENERAL	22 336,31			22 336,31	

T A B L E A U V I I I

Tableau récapitulatif du bilan de matière du condenseur II.

E N T R E E			S O R T I E		
CONSTITUANTS	DEBITS (Kg/h)	% MAS.	CONSTITUANTS	DEBITS (Kg/h)	% MAS.
Phase gaz. sort. de la col. dist. 2ème deg.			Sol. al. vers la col. de lavage :		
NH ₃	4 797,21	51,6	NH ₃	5 213,39	29,5
CO ₂	2 648,68	28,5	CO ₂	2 763,27	15,6
H ₂ O vap.	1 848,87	19,9	H ₂ O	9 697,14	54,9
Tot. phase gazeuse	9 294,76	100	Tot. de la solution	17 673,80	100
Phase gaz. sort. du désorbeur :					
NH ₃	416,16	5,0			
CO ₂	114,59	1,4			
H ₂ O vap.	7 848,27	93,6			
Tot. phase gazeuse	8 379,04	100			
TOTAL GENERAL	17 673,80		TOTAL GENERAL	17 673,80	

- Pression au sein du désorbeur : 3 atm.
- L'humidité absolue des gaz sortant vers l'atmosphère est de : 0,05 à 40 °C et à l'humidité relative $\psi = 100 \%$.
- Les pertes en ammoniac, gaz carbonique et eau dans le désorbeur sont de : 0,5 % par rapport à la quantité d'urée produite.

Calculs :

- La quantité d'eau, qui entre dans l'absorbeur sous forme de condensat, est de :

$$G_{H_2O}^{16} = G_{H_2O}^9 + X = 13\ 859,88 + 3\ 510,7 = 17\ 369,58\ \text{Kg/h.}$$

- La quantité de vapeur d'eau, qui sort vers l'atmosphère avec les gaz inertes est de :

$$G_{H_2O}^{17} = G_{g.I.} \cdot 0,05 = 176,42 \cdot 0,05 = 8,82\ \text{Kg/h.}$$

- La quantité d'eau, qui entre dans le désorbeur est de :

$$G_{H_2O}^{18} = G_{H_2O}^{16} - G_{H_2O}^{17*} = 17\ 369,58 - 8,82 = 17\ 360,76\ \text{Kg/h.}$$

- La quantité d'ammoniac, qui entre dans l'absorbeur, est de :

$$G_{NH_3}^{20} = G_{NH_3}^{12} + G_{NH_3}^{11} = 327,64 + 177,08 = 504,72\ \text{Kg/h.}$$

- Les pertes en ammoniac, gaz carbonique et eau dans le désorbeur, sont de :

$$G_{NH_3}^{21} = m_{urée} \cdot \frac{2 \cdot M_{NH_3}}{M_{urée}} \cdot 3,0,005 = 31\ 250 \cdot \frac{2 \cdot 17}{60} \cdot 0,005 = 88,54\ \text{Kg/h.}$$

$$G_{H_2O}^{19} = m_{urée} \cdot \frac{M_{H_2O}}{M_{urée}} \cdot 2 \cdot 0,005 = 31\ 250 \cdot \frac{18}{60} \cdot 0,005 = 46,87\ \text{Kg/h.}$$

$$G_{CO_2}^5 = m_{urée} \cdot \frac{M_{CO_2}}{M_{urée}} \cdot 2 \cdot 0,005 = 31\ 250 \cdot \frac{44}{60} \cdot 0,005 = 114,58\ \text{Kg/h.}$$

En fait, ces pertes sont dues à la formation du carbonate d'ammonium, d'où la quantité de ce dernier, qui est évacuée vers les égouts, est de :

$$G_{(NH_4)_2CO_3}^{21} = G_{NH_3}^{21} + G_{H_2O}^{19} + G_{CO_2}^5 = 88,54 + 46,87 + 114,58$$

$$G_{(NH_4)_2CO_3}^* = 249,99\ \text{Kg/h.}$$

- La quantité d'ammoniac, qui sort du désorbeur et entre dans le condenseur II est de :

$$G_{NH_3}^{22} = G_{NH_3}^{20} - G_{NH_3}^{21} = 504,72 - 88,54 = 416,18\ \text{Kg/h.}$$

- La quantité de gaz carbonique, qui sort du désorbeur et entre dans le condenseur II, est de :

$$G_{CO_2}^6 = G_{CO_2}^3 - G_{CO_2}^5 = 229,17 - 114,58 = 114,59\ \text{Kg/h.}$$

- La quantité d'eau, qui sort avec le carbonate d'ammonium vers les égouts, est de :

$$G_{H_2O}^{20} = G_{H_2O}^{18} - (Y + G_{H_2O}^{19}) = 17\ 360,76 - (7\ 848,27 + 46,87)$$

$$G_{H_2O}^{20} = 9\ 465,62\ \text{Kg/h.}$$

- Les tableaux IX et X résument les bilans de matière, respectivement de l'absorbeur et le désorbeur.

3-8 Bilan de chaleur de la colonne de synthèse :

La synthèse de l'urée à partir du gaz carbonique et l'ammoniac, évolue autothermiquement, cependant la chaleur manquante est introduite dans le réacteur avec l'ammoniac préalablement chauffée.

Données de base :

- Les températures des constituants entrant dans la colonne de synthèse:

* L'ammoniac liquide avant le chauffage : 37 °C.

* Le gaz carbonique : 110 °C.

* La solution des sels d'ammonium : 100 °C .

- La température dans la colonne de synthèse : 195 °C .

- La température critique de l'ammoniac : 132,4 °C.

- La chaleur de formation d'un kilomole d'urée à partir du carbamate d'ammonium à 195 °C : 32 263 KJ/Kmole.

- Les quantités de matière sont prises des bilans de matière.

Calculs de l'entrée de chaleur :

- La quantité de chaleur entrant avec le gaz carbonique frais :

$$Q_{CO_2}^1 = 23\ 260,42 \cdot 253,7 = 5\ 901\ 168,55 \text{ KJ/h.}$$

où 23 260,42 Kg/h quantité de gaz carbonique frais.

253,7 KJ/Kg enthalpie du gaz carbonique.

- La quantité de chaleur entrant avec les gaz inertes :

$$Q_{g.I}^1 = 176,42 \cdot 1,0425 \cdot 110 = 20\ 230,96 \text{ KJ/h.}$$

où 176,42 Kg/h quantité des gaz inertes.

1,0425 KJ/Kg.°C chaleur spécifique des gaz inertes (on suppose que la chaleur spécifique des gaz inertes est celle de l'azote).

110 °C température des gaz inertes qui est celle de CO₂.

- La quantité de chaleur entrant avec l'ammoniac liquide :

$$Q_{NH_3}^1 = 39\ 762,58 \cdot 187,6 = 7\ 459\ 460 \text{ KJ/h.}$$

où 39 762,58 Kg/h quantité d'ammoniac fraîche et recyclée.

187,6 KJ/Kg enthalpie de l'ammoniac liquide.

- La quantité de chaleur dégagée lors de la formation du carbamate d'ammonium :

$$Q_{f\ CA}^1 = \frac{70\ 110,9 \cdot (159\ 220 - 77\ 456)}{73} = 73\ 494\ 200,35 \text{ KJ/h.}$$

où 70 110,9 Kg/h quantité de carbamate d'ammonium formée.

159 220 KJ/Kg chaleur de formation du carbamate d'ammonium solide à partir de l'ammoniac et le gaz carbonique gazeux (on suppose que la forma-

TABLEAU IX

Tableau récapitulatif du bilan de matière de l'absorbeur.

ENTREE			SORTIE		
CONSTITUANTS	DEBITS (Kg/h)	% MAS.	CONSTITUANTS	DEBITS (Kg/h)	% MAS.
Phase gaz. sort. du condenseur I /			Sol. allant vers le désorbeur :		
NH ₃	327,64	65,0	H ₂ O	17 360,76	95,9
Gaz inertes	176,42	35,0	NH ₃	504,72	2,8
Tot. de la phase gaz.	504,06	100	CO ₂	229,17	1,3
Les condensats :			Tot. de la solution	18 094,65	100
H ₂ O	17 369,50	97,7	Phase gaz. sort. vers l'atmosphère :		
NH ₃	177,00	1,0	Gaz inertes	176,42	95,2
CO ₂	229,17	1,3	H ₂ O vap.	8,82	4,8
Tot. des condensats	17 775,83	100	Tot. de la phase gaz.	185,24	100
TOTAL GENERAL	18 260,25		TOTAL GENERAL	18 279,89	

T A B L E A U X

Tableau récapitulatif du bilan de matière du désorbeur.

E N T R E E			S O R T I E		
CONSTITUANTS	DEBITS (Kg/h)	% MAS.	CONSTITUANTS	DEBITS (Kg/h)	% MAS.
Sol. sort. de l'absor			Phase gaz. allant vers le condenseur II :		
H ₂ O	17 360,76	95,9	NH ₃	416,18	5,0
NH ₃	504,72	2,8	CO ₂	114,59	1,4
CO ₂	229,17	1,3	H ₂ O vap.	7 848,27	93,6
Tot. de la solution	18 094,65	100	Tot. de la phase gaz.	8 379,04	100
			Sol. allant vers les égouts :		
			(NH ₄) ₂ CO ₃	249,99	2,6
			H ₂ O	9 465,62	97,4
			Tot. de la solution	9 715,61	100
TOTAL GENERAL	18 094,65		TOTAL GENERAL	18 094,65	

tion du carbamate d'ammonium se fait à la température critique de l'ammoniac 132,4 °C).

77 456 KJ/Kg chaleur de fusion du carbamate d'ammonium.

78 Kg/Kmole masse molaire du carbamate d'ammonium.

- La quantité de chaleur de réaction de formation de NH₄OH :

$$Q_{F \text{ NH}_4\text{OH}}^1 = \frac{(20\ 170,36 - 18\ 303,62)(29\ 540 - 23\ 680)}{17}$$

$$Q_{F \text{ NH}_4\text{OH}}^1 = 643\ 476,26 \text{ KJ/h.}$$

où 20 170,36 Kg/h quantité d'ammoniac sortant de la colonne sous forme de NH₄OH.

18 303,62 Kg/h quantité d'ammoniac entrant dans la colonne avec la solution des sels d'ammonium.

29 540 KJ/Kmole chaleur de dissolution d'un kilomole d'ammoniac gazeux dans un kilomole d'eau.

23 680 KJ/Kmole différence entre les enthalpies de l'ammoniac liquide et gazeuse.

17 Kg/Kmole masse molaire de l'ammoniac.

- La quantité de chaleur entrant dans la colonne avec la solution des sels d'ammonium à 100 °C et 200 atm. :

* Avec l'ammoniac :

$$Q_{\text{NH}_3}^2 = 18\ 303,62 \cdot 485 = 8\ 877\ 255,7 \text{ KJ/h.}$$

où 485 KJ/Kg enthalpie de l'ammoniac.

* Avec le gaz carbonique :

$$Q_{\text{CO}_2}^2 = 16\ 289,31 \cdot 232,2 = 3\ 782\ 377,78 \text{ KJ/h.}$$

où 16 289,31 Kg/h quantité de gaz carbonique contenue dans la solution.

232,2 KJ/Kg enthalpie du gaz carbonique.

* Avec l'eau :

$$Q_{\text{H}_2\text{O}}^1 = 11\ 166,12 \cdot 434,2 = 4\ 848\ 329,3 \text{ KJ/h.}$$

où 11 166,12 Kg/h quantité d'eau contenue dans la solution.

434,2 KJ/Kg enthalpie de l'eau.

d'où la quantité de chaleur entrant avec la solution, est de :

$$Q_S^1 = 8\ 877\ 255,7 + 3\ 782\ 377,78 + 4\ 848\ 329,3 = 17\ 507\ 962,78 \text{ KJ/h.}$$

- La quantité totale de chaleur, qui entre dans la colonne, est de :

$$Q_T^e = 5\ 901\ 168,55 + 20\ 230,96 + 7\ 459\ 460 + 73\ 494\ 200,35 + 643\ 476,26 + 17\ 507\ 962,78 = 105\ 026\ 498,9 \text{ KJ/h.}$$

Calculs de sortie de chaleur :

- La quantité de chaleur nécessaire à la formation de l'urée :

$$Q_{\text{urée}}^1 = \frac{33\,437,5 \cdot 32\,263}{60} = 17\,979\,901,04 \text{ KJ/h.}$$

où 33 437,5 Kg/h quantité d'urée formée.
 32 263 KJ/Kmole chaleur de formation de l'urée.
 60 Kg/kmole masse molaire de l'urée.

- La quantité de chaleur nécessaire pour chauffer l'ammoniac de 37 °C à 132,4 °C :

$$Q_{\text{NH}_3}^3 = 30\,561,2 \cdot (674 - 187,6) = 14\,864\,967,68 \text{ KJ/h.}$$

où 30 561,2 Kg/h quantité d'ammoniac nécessaire à la formation du
 carbamate d'ammonium.

674 KJ/Kg enthalpie de l'ammoniac.

- La quantité de chaleur nécessaire pour chauffer le gaz carbonique de 110°C à 132,4 °C :

$$Q_{\text{CO}_2}^3 = 23\,260,42 \cdot (297,8 - 253,7) = 1\,025\,784,52 \text{ KJ/h.}$$

où 23 260,42 Kg/h quantité de gaz carbonique nécessaire à la forma-
 tion du carbamate d'ammonium.

297,8 KJ/Kg enthalpie du gaz carbonique.

- La quantité de chaleur nécessaire à dégager le gaz carbonique de la solu-
 tion des sels d'ammonium :

$$Q_{\text{CO}_2}^4 = \frac{16\,289,31 \cdot 24\,700}{44} = 9\,144\,226,3 \text{ KJ/h.}$$

où 24 700 KJ/Kmole chaleur de dissolution du gaz carbonique dans la
 solution.

44 Kg/Kmole masse molaire du gaz carbonique.

- La quantité de chaleur nécessaire pour chauffer le gaz carbonique contenu
 dans la solution des sels d'ammonium de 100 à 132,4 °C :

$$Q_{\text{CO}_2}^5 = 16\,289,31 \cdot (297,8 - 232,2) = 1\,068\,578,74 \text{ KJ/h.}$$

- La quantité de chaleur nécessaire pour chauffer le carbamate d'ammonium ;
 qui se transforme en urée, de 132,4 à 195 °C :

$$Q_{\text{CA}}^1 = 43\,468,76 \cdot 1,954 \cdot (195 - 132,4) = 5\,317\,116,11 \text{ KJ/h.}$$

où 43 468,76 Kg/h quantité de carbamate d'ammonium qui s'est trans-
 formée en urée.

1,954 KJ/Kg.°C chaleur spécifique du carbamate d'ammonium.

- La quantité de chaleur enlevée par l'effluent sortant du réacteur à 195°C :

$$Q_{\text{ef}}^1 = (33\,437,5 \cdot 2,243 + 25\,542,14 \cdot 1,954 + 176,42 \cdot 1,047) \cdot 195 + 27\,505 \cdot 1\,253 \\ + 21\,356,85 \cdot 0,38 \cdot 83 = 77\,191\,065,82 \text{ KJ/h.}$$

où 33 437,5; 26 642,14; 176,42; 27 505 et 21 356,85 Kg/h sont respectivement les quantités d'urée, de carbamate d'ammonium, des gaz inertes, d'ammoniac, et d'eau sortant du réacteur.

2,243; 1,954; et 1,047 KJ/Kg.°C sont respectivement les chaleurs spécifiques de l'urée, du carbamate d'ammonium et des gaz inertes.

1 253; et 638,83 KJ/Kg sont respectivement les enthalpies de l'ammoniac et de l'eau.

- Les pertes de chaleur du réacteur, sont données par la formule suivante:

$$Q_p^1 = \frac{\lambda}{e} \cdot (t_1 - t_2) \cdot F \cdot 3600 \cdot 10^{-3} \text{ en KJ/h.}$$

où $\lambda = 0,15 \text{ W/m.}^\circ\text{C}$ coefficient de conductibilité thermique de l'isolant.
e épaisseur de l'isolant en mètre.

$t_1 = 190 \text{ }^\circ\text{C}$ température de la paroi intérieure de l'isolant.

$t_2 = 40 \text{ }^\circ\text{C}$ température de la paroi extérieure de l'isolant.

F surface totale d'échange de chaleur en m^2 .

L'isolant est en pierres de silice et, son épaisseur est calculée par l'expression suivante :

$$e = \frac{\lambda \cdot (t_1 - t_2)}{\phi}$$

où ϕ est la densité du flux de chaleur en W/m^2 .

$$\phi = h \cdot (t_2 - t_a)$$

où h est le coefficient de transfert de chaleur de la surface extérieure de l'isolant avec l'air ambiant.

$t_a = 20 \text{ }^\circ\text{C}$ température de l'air ambiant.

h est calculé par l'expression suivante :

$$h = 9,3 + 0,058 \cdot t_2 = 9,3 + 0,058 \cdot 40 = 11,62 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C.}$$

d'où $\phi = 11,62 \cdot (40 - 20) = 232,4 \text{ W/m}^2$.

$$\text{et } e = \frac{0,15 \cdot (190 - 40)}{232,4} = 0,097 \text{ m.}$$

Calcul de la surface externe d'une colonne :

$$A = \pi \cdot d \cdot H + 2 \cdot \pi \cdot \frac{d^2}{4} = \pi \cdot ((1,3 + 2 \cdot 0,097) \cdot 23 + \frac{(1,3 + 2 \cdot 0,097)^2}{2})$$

$$A = 111,46 \text{ m}^2.$$

donc la surface totale d'échange de chaleur des trois colonnes, est de :

$$F = 3 \cdot A = 3 \cdot 111,46 = 334,38 \text{ m}^2.$$

d'où les pertes de chaleur sont de :

$$Q_p^1 = \frac{0,15}{0,097} \cdot (190 - 40) \cdot 334,38 \cdot 3600 \cdot 10^{-3} = 279\,224,54 \text{ KJ/h.}$$

- La quantité totale de chaleur, qui sort de la colonne de synthèse, est de ;

$$Q_T^S = 17\,979\,901,04 + 14\,864\,967,68 + 1\,025\,784,52 + 9\,144\,226,3 + \\ 1\,068\,578,74 + 5\,317\,116,11 + 77\,191\,065,82 + 279\,224,54$$

$$Q_T^S = 126\,870\,864,8 \text{ KJ/h.}$$

- La quantité de chaleur nécessaire pour chauffer l'ammoniac liquide entrant dans la colonne de synthèse, est de :

$$Q_{NH_3}^4 = Q_T^S - Q_T^e = 126\,870\,864,8 - 105\,026\,498,9 = 21\,844\,365,9 \text{ KJ/h.}$$

- Le tableau XI résume le bilan de chaleur de la colonne de synthèse.

3-9 Bilan de chaleur de la colonne de distillation premier degré :

Données de base :

- La température de l'effluent à l'entrée de la colonne est de : 195°C.
- La température de l'effluent à la sortie de la colonne est de : 124°C.
- La température de la solution à la sortie de l'échangeur de chaleur (E2) est de : 160°C.

Calculs de l'entrée de chaleur :

- La quantité de chaleur, qui entre avec l'effluent est de

$$Q_{ef}^1 = 77\,191\,065,82 \text{ KJ/h (voir bilan de chaleur de la colonne de synthèse).}$$

- La quantité de chaleur nécessaire pour chauffer la solution entrant dans l'échangeur de chaleur (E2) :

Soit Q_{E2} cette quantité de chaleur.

- La quantité de chaleur totale, qui entre dans la colonne, est de :

$$Q_T^e = Q_{ef}^1 + Q_{E2}$$

Calculs de sortie de chaleur :

- La quantité de chaleur sortant avec la solution qui sort de la colonne :

$$Q_s^2 = (33437,5 \cdot 2,243 + 2664,14 \cdot 1,954) \cdot 160 + 2750,5 \cdot 1611,5 + 19844,2 \cdot 675,9$$

$$Q_s^2 = 30\,678\,092,26 \text{ KJ/h.}$$

où 33437,5; 2664,14; 2750,5 et 19844,2 Kg/h sont respectivement les quantités d'urée, de carbamate d'ammonium, d'ammoniac et d'eau que contient la solution. 2,243 et 1,954 KJ/Kg.°C sont respectivement les chaleurs spécifiques de l'urée et le carbamate d'ammonium.

1611,5 et 675,9 KJ/Kg sont respectivement les enthalpies de l'ammoniac et l'eau.

160°C est la température de la solution sortant de la colonne.

- La quantité de chaleur nécessaire à la décomposition du carbamate d'ammonium :

$$Q_{d\ CA}^1 = \frac{23\,978 \cdot (159\,220 - 77\,456)}{78} = 25\,135\,092,21 \text{ KJ/h.}$$

où 23 978 Kg/h. quantité de carbamate d'ammonium décomposée.

TABLEAU XI

Tableau récapitulatif du bilan de chaleur de la colonne de synthèse.

E N E R G E		S O R T I E	
QUANTITE DE CHALEUR	KJ/h	QUANTITE DE CHALEUR	KJ/h
$Q_{CO_2}^1$	5 901 168,55	$Q_{urée}^1$	17 979 901,04
$Q_{G.I}^1$	20 230,96	$Q_{NH_3}^3$	14 864 967,68
$Q_{NH_3}^1$	7 459 460,00	$Q_{CO_2}^3$	1 025 784,52
$Q_{f.CA}^1$	73 494 200,35	$Q_{CO_2}^4$	9 144 226,30
$Q_{f.NH_4OH}^1$	643 476,26	$Q_{CO_2}^5$	1 063 578,74
Q_s^1	17 507 962,78	Q_{CA}^1	5 317 116,11
$Q_{NH_3}^4$	21 844 365,90	Q_{ef}^1	77 191 065,82
		Q_p^1	279 224,54
TOTAL GENERAL	126 870 864,80		126 870 864,80

- La quantité de chaleur nécessaire au dégagement de l'ammoniac issue de la décomposition de NH_4OH :

$$Q_{\text{NH}_3}^5 = \frac{20\,170,36 \cdot 29\,540 - 2\,750,5 \cdot 33\,330}{17}$$

$$Q_{\text{NH}_3}^5 = 29\,656\,368,79 \text{ KJ/h.}$$

où 20 170,36 Kg/h quantité d'ammoniac dans la solution de NH_4OH entrant dans la colonne.

2 750,5 Kg/h quantité d'ammoniac dans la solution de NH_4OH sortant de la colonne.

29 540 KJ/Kmole chaleur de dissolution d'un kilomole d'ammoniac gazeuse dans un kilomole d'eau.

33 330 KJ/Kmole chaleur de dissolution d'un kilomole d'ammoniac gazeuse dans 6,8 kilomole d'eau.

- La quantité de chaleur sortant avec la phase gazeuse à la température de 120°C :

$$Q_{p.g}^1 = 35\,206,45 \cdot 1\,515,1 + 13\,526,05 \cdot 397,1 + 1\,512,65 \cdot 2\,714 + 176,42 \cdot 1,043 \cdot 120 = 62\,839\,899,68 \text{ KJ/h.}$$

où 35 206,45; 13 526,05; 1 512,65 et 176,42 Kg/h sont respectivement les quantités d'ammoniac, de gaz carbonique, d'eau et des gaz inertes, dans la phase gazeuse.

1 515,1; 397,1 et 2 714 KJ/Kg sont respectivement les enthalpies de l'ammoniac, du gaz carbonique et de l'eau.

1,043 KJ/Kg. $^\circ\text{C}$ chaleur spécifique de l'azote (gaz inertes).

- Les pertes de chaleur dans l'atmosphère, sont estimées à :

$$Q_p^2 = 100\,000 \text{ KJ/h.}$$

- La quantité de chaleur totale sortant de la colonne, est de :

$$Q_T^S = 30\,678\,092,26 + 25\,135\,092,21 + 29\,656\,368,79 + 62\,839\,899,68 + 100\,000 = 148\,409\,452,9 \text{ KJ/h.}$$

$$\text{or } Q_T^e = Q_T^S = Q_{ef}^1 + Q_{E2} \quad \text{d'où } Q_{E2} = Q_T^S - Q_{ef}^1$$

$$Q_{E2} = 148\,409\,452,9 - 77\,191\,065,82 = 71\,218\,387,08 \text{ KJ/h.}$$

donc la quantité de vapeur d'eau nécessaire pour chauffer la solution, est de :

$$D_1 = \frac{71\,218\,387,08}{1\,823} = 39\,066,58 \text{ Kg/h.}$$

où 1 823 KJ/Kg est la chaleur d'évaporation de l'eau à $P=14\text{atm}$.

- Le tableau XII résumé le bilan de chaleur de la colonne de distillation premier degré.

T A B L E A U X I I

Tableau récapitulatif du bilan de chaleur de la colonne de distillation premier degré.

E N T R E E		S O R T I E	
QUANTITE DE CHALEUR	KJ/h	QUANTITE DE CHALEUR	KJ/h
Q_{ef}^1	77 191 065,82	Q_s^2	30 678 092,26
Q_{E2}	71 210 337,00	$Q_{S.CA}^1$	25 135 092,21
		$Q_{NH_3}^5$	29 856 368,79
		$Q_{P.G}^1$	62 839 899,60
		Q_P^2	100 000,00
TOTAL GENERAL	148 409 452,90	TOTAL GENERAL	148 409 452,90

3-10 Bilan de chaleur de la colonne de distillation deuxième degré :

Données de base :

- La température de la solution entrant dans la colonne : 120°C.

Calculs de l'entrée de chaleur :

- La quantité de chaleur, qui entre avec la solution, est de :

$Q_s^2 = 30\ 670\ 092,26\ \text{KJ/h}$ (voir bilan de chaleur de la colonne de distillation premier degré).

- La quantité de chaleur dégagée par la décomposition de l'urée:

$$Q_{d.urée}^1 = \frac{1\ 562,5 \cdot 14\ 500}{60} = 377\ 604,17\ \text{KJ/h.}$$

où 1 562,5 Kg/h quantité d'urée décomposée.

14 500 KJ/Kmole chaleur de formation de l'urée avec 10% d'ammoniac en excès.

60 Kg/Kmole masse molaire de l'urée.

- La quantité de chaleur nécessaire pour chauffer la solution entrant dans l'échangeur de chaleur (E3) :

Soit Q_{E3} cette quantité de chaleur.

- La quantité totale de chaleur, qui entre dans la colonne, est de

$$Q_T^e = Q_s^2 + Q_{d.urée}^1 + Q_{E3}$$

Calculs de sortie de chaleur :

- La quantité de chaleur nécessaire à la décomposition du carbamate d'ammonium :

$$Q_{d.CA}^2 = \frac{4\ 695,39 \cdot (159\ 220 - 77\ 456)}{70} = 4\ 921\ 372,67\ \text{KJ/h.}$$

où 4 695,39 Kg/h quantité de carbamate d'ammonium décomposée.

- La quantité de chaleur nécessaire au dégagement de l'ammoniac en excès :

$$Q_{NH_3}^6 = \frac{2\ 750,5 \cdot 33\ 330}{17} = 5\ 392\ 597,94\ \text{KJ/h.}$$

où 2 750,5 Kg/h quantité d'ammoniac dégagée.

- La quantité de chaleur sortant avec la phase gazeuse :

$$Q_{p.g}^2 = 4\ 797,21 \cdot 1\ 527,5 + 2\ 648,68 \cdot 388,3 + 1\ 848,87 \cdot 2\ 700$$

$$Q_{p.g}^2 = 13\ 348\ 169,72\ \text{KJ/h.}$$

où 4 797,21; 2 648,68; et 1 848,87 Kg/h sont respectivement les quantités d'ammoniac, de gaz carbonique et d'eau dans la solution.

1 527,5; 398,3 et 2 700 KJ/Kg sont respectivement les enthalpies de l'ammoniac, du gaz carbonique et de l'eau.

- La quantité de chaleur sortant avec la solution :

$$Q_s^3 = 31\ 075,2 \cdot 2,014 \cdot 135 + 17\ 526,58 \cdot 589,1 = 10\ 991\ 402,03 \text{ KJ/h}$$

où 31 075 et 17 526,58 Kg/h sont respectivement les quantités d'urée et d'eau dans la solution.

2,014 KJ/Kg.°C chaleur spécifique de l'urée.

135°C température de la solution.

589,1 KJ/Kg enthalpie de l'eau.

- Les pertes de chaleur dans l'atmosphère sont estimées à :

$$Q_p^3 = 120\ 000 \text{ KJ/h}$$

- La quantité totale de chaleur sortant de la colonne, est de :

$$Q_T^S = 4\ 921\ 972,67 + 5\ 392\ 597,94 + 13\ 348\ 169,72 + 10\ 991\ 402,03 + 120\ 000$$

$$Q_T^S = 42\ 774\ 142,36 \text{ KJ/h}$$

$$\text{or } Q_T^S = Q_T^e = Q_s^2 + Q_{d.\text{urée}}^1 + Q_{E3} \quad \text{d'où } Q_{E3} = Q_T^S - (Q_s^2 + Q_{d.\text{urée}}^1)$$

$$Q_{E3} = 42\ 774\ 142,36 - (30\ 678\ 092,26 + 377\ 604,17)$$

$$Q_{E3} = 11\ 718\ 445,93 \text{ KJ/h}$$

donc la quantité de vapeur d'eau nécessaire pour chauffer la solution, est

$$\text{de : } D_2 = \frac{11\ 718\ 445,93}{1\ 823} = 6\ 428,11 \text{ Kg/h}$$

- Le tableau XIII résume le bilan de chaleur de la colonne de distillation deuxième degré.

3-11 Bilan de chaleur de la colonne de lavage :

Données de base :

- La température des gaz sortant de la colonne : 120 °C.

- La température de la solution des sels d'ammonium sortant de la colonne: 100 °C.

- La température de la solution des sels d'ammonium entrant dans la colonne et provenant du condenseur II : 40°C.

- La température des gaz sortant de la colonne vers le condenseur I : 50°C.

Calculs de l'entrée de chaleur :

- La quantité de chaleur entrant avec les gaz de la distillation premier

degré: $Q_{p.g}^1 = 62\ 839\ 899,68 \text{ KJ/h}$ (voir bilan de chaleur de la colonne de distillation premier degré).

T A B L E A U X I I I

Tableau récapitulatif du bilan de chaleur de la colonne de distillation deuxième degré

E N T R E E		S O R T I E	
QUANTITE DE CHALEUR	KJ/h	QUANTITE DE CHALEUR	KJ/h
Q_c^2	30 676 092,26	$Q_{d.CA}^2$	4 921 972,67
$Q_{d.urée}^1$	377 504,17	$Q_{NH_3}^6$	5 392 597,94
Q_{R3}	11 718 445,93	$Q_{T.S}^2$	13 348 169,72
		Q_3^3	18 991 402,03
		Q_{C3}^3	120 000,00
TOTAL GENERAL	42 774 142,35	TOTAL GENERAL	42 774 142,36

- La quantité de chaleur entrant avec la solution des sels d'ammonium du condenseur II :

* Avec l'ammoniac dissoute ;

$$Q_{NH_3}^7 = 5213,39.190 = 990\ 544,1\text{ KJ/h.}$$

où 5213,39 Kg/h quantité d'ammoniac dans la solution.

190 KJ/Kg enthalpie de l'ammoniac.

* Avec le gaz coarbonique dissout :

$$Q_{CO_2}^6 = 2763,27.308,5 = 852\ 468,79\text{ KJ/h.}$$

où 2763,27 Kg/h quantité de gaz carbonique dans la solution.

308,5 KJ/Kg enthalpie du gaz carbonique.

* Avec l'eau :

$$Q_{H_2O}^2 = 9697,14.169,2 = 1\ 640\ 756,1\text{ KJ/h.}$$

où 9697,14 Kg/h quantité d'eau dans la solution.

169,2 KJ/Kg enthalpie de l'eau.

donc la quantité de chaleur entrant avec la solution,est de:

$$Q_s^4 = 990\ 544,1 + 852\ 468,79 + 1\ 640\ 756,1 = 3\ 483\ 768,99\text{ KJ/h.}$$

- La quantité de chaleur dégagée par la formation de NH_4OH /

$$Q_{f.NH_4OH}^2 = \frac{13090,23.29540}{17} = 22\ 746\ 199,66\text{ KJ/h.}$$

où 13090,23 Kg/h quantité d'ammoniac dissoute dans l'eau.

- La quantité de chaleur d'absorption du gaz carbonique par l'eau :

$$Q_{ab}^1 = \frac{13526,05.24700}{44} = 7\ 593\ 032,61\text{ KJ/h.}$$

où 13526,05 Kg/h quantité de gaz carbonique absorbée.

24700 KJ/Kmole chaleur de dissolution du gaz carbonique dans l'eau.

- La quantité totale d'entrée de chaleur,est de :

$$Q_T^e = 62\ 839\ 899,68 + 3\ 483\ 768,99 + 22\ 746\ 199,66 + 7\ 593\ 032,61$$

$$Q_T^e = 96\ 662\ 900,94\text{ KJ/h.}$$

Calculs de la sortie de chaleur :

- La quantité de chaleur sortant avec la phase gazeuse :

$$Q_{p.g}^3 = 22116,22.1293,7 + 43,67.2594 + 176,42.1,03.50$$

$$Q_{P.3}^3 = 28\ 734\ 119,42 \text{ KJ/h.}$$

où 22116,22; 43,67; et 176,42 Kg/h sont respectivement les quantités d'ammoniac, d'eau et des gaz inertes dans la phase gazeuse. 1293,7 et 2594 KJ/Kg sont respectivement les enthalpies de l'ammoniac et de l'eau.

1,03 KJ/Kg.°C chaleur spécifique de l'azote (gaz inertes).
50°C température de la phase gazeuse.

- La quantité de chaleur sortant avec la solution des sels d'ammonium:

$$Q_S^5 = 18303,62.1457 + 16289,31.367,6 + 11166,12.420,1 = 37\ 347\ 211,71 \text{ KJ/h.}$$

où 18303,62; 16289,31 et 11166,12 Kg/h sont respectivement les quantités d'ammoniac, de gaz carbonique et d'eau dans la solution. 1457; 367,6 et 420,1 KJ/Kg sont respectivement les enthalpies de l'ammoniac, du gaz carbonique et de l'eau.

- Les pertes de chaleur dans l'atmosphère sont estimées à :

$$Q_3^4 = 15\ 000 \text{ KJ/h.}$$

- La quantité totale de chaleur sortant de la colonne est de :

$$Q_T^5 = 28\ 734\ 119,42 + 37\ 347\ 211,71 + 15\ 000 = 66\ 096\ 331,13 \text{ KJ/h.}$$

- La quantité de chaleur qu'il faut récupérer de la colonne de lavage, est de :

$$Q_r^1 = Q_T^e - Q_T^s = 96\ 662\ 900,94 - 66\ 096\ 331,13 = 30\ 566\ 569,81 \text{ KJ/h.}$$

Cette récupération de chaleur se fait par l'introduction de l'ammoniac liquide dans la colonne de lavage d'une quantité de :

$$D_3 = \frac{30\ 566\ 569,81}{1\ 054,6} = 28\ 934,04 \text{ Kg/h.}$$

où 1054,6 KJ/Kg est la chaleur d'évaporation de l'ammoniac à P= 20 atm.

- Le tableau XIV résume le bilan de chaleur de la colonne de lavage.

3-12 Bilan de chaleur du condenseur I :

Données de base :

- La température des gaz à l'entrée du condenseur : 50°C.
- La température à la sortie du condenseur : 40°C.
- La pression dans le condenseur : 20 atm.
- Le refroidissement se fait par l'eau froide :

* Température initiale de l'eau : 20°C.

* Température finale de l'eau : 35°C.

T A B L E A U X I V

Tableau récapitulatif du bilan de chaleur de la colonne de lavage.

E N T R E E		S O R T I E	
QUANTITE DE CHALEUR	KJ/h	QUANTITE DE CHALEUR	KJ/h
Q ₁	62 635 899,88	Q ₃	28 734 119,42
Q ₂		Q _{P.3}	
Q ₄	3 483 768,99	Q ₅	37 347 211,71
Q ₂		Q ₄	
Q ₁ NH ₄ Cl	22 746 199,65	Q _P	15 000,00
Q ₁		Q _r	
Q _{ab}	7 593 032,51		30 566 569,81
TOTAL GENERAL	96 662 900,94	TOTAL GENERAL	96 662 900,94

Calculs :

- La quantité totale d'ammoniac qui entre dans le condenseur I :

$$G_{NH_3}^{23} = D_3 + G_{NH_3}^{15} = 28\ 984,04 + 22\ 116,22 = 51\ 100,26 \text{ Kg/h.}$$

- La quantité d'eau que contient l'ammoniac D_3 , est de :

$$G_{H_2O}^{21} = \frac{D_3 \cdot 0,2}{100 - 0,2} = \frac{28\ 984,04 \cdot 0,2}{99,8} = 58,08 \text{ Kg/h.}$$

où 0,2% est la teneur en eau de l'ammoniac.

- Le volume total d'ammoniac entrant dans le condenseur I, est de :

$$V_{NH_3} = \frac{G_{NH_3}^{23} \cdot 22,4}{17} = \frac{51\ 100,26 \cdot 22,4}{17} = 67\ 332,11 \text{ Nm}^3/\text{h.}$$

- Le volume d'eau entrant dans le condenseur I, est de :

$$V_{H_2O}^1 = \frac{(G_{H_2O}^{21} + G_{H_2O}^{10}) \cdot 22,4}{18} = \frac{(58,08 + 43,67) \cdot 22,4}{18} = 126,62 \text{ Nm}^3/\text{h.}$$

- La pression partielle de tous les gaz inertes et la vapeur d'eau à l'entrée du condenseur I, est de :

$$P_p = \frac{(V_{H_2O}^1 + V_{g.I}) \cdot 20}{V_{H_2O}^1 + V_{g.I} + V_{NH_3}} = \frac{(126,62 + 241,67) \cdot 20}{126,62 + 241,67 + 67\ 332,11} = 0,109 \text{ atm.}$$

Dans nos calculs ultérieurs, on a négligé cette pression, du fait qu'elle est très petite devant la pression totale (20 atm.).

- La quantité de chaleur dégagée au cours de la condensation de l'ammoniac :

* Quantité de chaleur de condensation de l'ammoniac

$$Q_{NH_3}^7 = (G_{NH_3}^{23} - G_{NH_3}^{12}) (1295 - 190) = (51\ 100,26 - 327,64) (1295 - 190)$$

$$Q_{NH_3}^7 = 56\ 103\ 745,1 \text{ KJ/h.}$$

où 1295 KJ/Kg enthalpie de l'ammoniac gazeuse.

et 190 KJ/Kg enthalpie de l'ammoniac liquide.

* Quantité de chaleur de refroidissement des gaz

$$Q_{r.g.I}^1 = 176,42 \cdot 1,03 \cdot (50 - 40) = 1\ 817,13 \text{ KJ/h.}$$

* Quantité de chaleur de refroidissement de la va-

peur d'eau :

$$Q_{H_2O}^3 = (58,08 + 43,67) \cdot 1,95 \cdot (50 - 40) = 1\ 984,12 \text{ KJ/h.}$$

où 1,95 KJ/Kg.°C chaleur spécifique de la vapeur d'eau.

- La quantité de chaleur récupérée de l'ammoniac restant à l'état gazeux :

$$Q_{NH_3}^8 = 327,64 \cdot (1295 - 1293) = 655,28 \text{ KJ/h.}$$

où 1293 KJ/Kg enthalpie de l'ammoniac gazeuse à 40°C.

1295 KJ/Kg enthalpie de l'ammoniac gazeuse à 50°C.

- La quantité de chaleur de dissolution de la vapeur d'eau dans l'ammoniac liquide :

$$Q_{d.H_2O}^1 = (58,08 + 43,67) (1900 - 1641) = 26\ 353,25 \text{ KJ/h.}$$

où 1900 KJ/Kg chaleur de condensation de la vapeur d'eau.

1641 KJ/Kg chaleur de formation de NH_4OH .

- La quantité totale de chaleur récupérée par l'eau de refroidissement :

$$Q_T = 56\ 103\ 745,1 + 1\ 817,13 + 1\ 984,12 + 655,28 + 26\ 353,25$$

$$Q_T = 56\ 134\ 554,88 \text{ KJ/h.}$$

d'où le débit volumique de l'eau de refroidissement, est de:

$$V_{H_2O}^2 = \frac{56\ 134\ 554,88}{1\ 000 \cdot 4,19 \cdot (35 - 28)} = 1\ 913,89 \text{ m}^3/\text{h.}$$

où 1 000 Kg/m³ masse volumique de l'eau de refroidissement.

4,19 KJ/Kg.°C chaleur spécifique de l'eau.

35 °C température d'entrée de l'eau.

28 °C température de sortie de l'eau.

- Le tableau XV résume le bilan de chaleur du condenseur I.

3-13 Bilan de chaleur du condenseur II :

Données de base :

- Pression dans le condenseur : 3 atm.

- La température des gaz sortant de la colonne de distillation deuxième degré : 110°C.

- La température des gaz sortant du désorbeur : 95°C.

- La température de la solution des sels d'ammonium sortant du condenseur II : 40°C.

- Le refroidissement se fait par de l'eau froide :

* Température initiale de l'eau : 28°C.

* Température finale de l'eau : 35°C.

T A B L E A U XV

Tableau récapitulatif du bilan de chaleur du condenseur I.

E N T R E E		S O R T I E	
QUANTITE DE CHALEUR	KJ/h	QUANTITE DE CHALEUR	KJ/h
$Q_{NH_3}^7$	56 103 745,10	Q_T	56 134 554,88
$Q_{r.g.I}^1$	1 817,13		
$Q_{H_2O}^3$	1 984,12		
$Q_{NH_3}^3$	655,28		
$Q_{d H_2O}^1$	26 353,25		
TOTAL GENERAL	56 134 554,88	TOTAL GENERAL	56 134 554,88

Calculs d'entrée de chaleur :

- La quantité de chaleur entrant avec les gaz sortant de la colonne de distillation deuxième degré :

* Chaleur dégagée par l'ammoniac au cours du refroidissement de 110 à 40°C :

$$Q_{\text{NH}_3}^9 = 4797,21 \cdot (1527,5 - 1364,6) = 781\,465,51 \text{ KJ/h.}$$

où 4797,21 Kg/h quantité d'ammoniac dans les gaz.

1527,5 KJ/Kg enthalpie de l'ammoniac à 110°C.

1364,6 KJ/Kg enthalpie de l'ammoniac à 40°C.

* Chaleur dégagée par le gaz carbonique au cours du refroidissement de 110 à 40°C :

$$Q_{\text{CO}_2}^6 = 2648,68 \cdot (388,3 - 323,9) = 170\,574,99 \text{ KJ/h.}$$

où 2648,68 Kg/h quantité de gaz carbonique dans les gaz.

388,3 KJ/Kg enthalpie du gaz carbonique à 110°C.

323,9 KJ/Kg enthalpie du gaz carbonique à 40°C.

* Chaleur dégagée par l'eau au cours du refroidissement de 110 à 40°C :

$$Q_{\text{H}_2\text{O}}^4 = 1848,87 \cdot (2691 - 168) = 4\,664\,699,01 \text{ KJ/h.}$$

où 1848,87 Kg/h quantité d'eau dans les gaz.

2691 KJ/Kg enthalpie de l'eau à 110°C.

168 KJ/Kg enthalpie de l'eau à 40°C.

- La quantité de chaleur entrant avec les gaz sortant du désorbeur :

* Chaleur dégagée par l'ammoniac au cours du refroidissement de 95 à 40°C:

$$Q_{\text{NH}_3}^{10} = 416,18 \cdot (1495 - 1364,6) = 54\,269,37 \text{ KJ/h.}$$

où 416,18 Kg/h quantité d'ammoniac dans les gaz.

1495 KJ/Kg enthalpie de l'ammoniac à 95°C.

* Chaleur dégagée par le gaz carbonique au cours du refroidissement de 95 à 40°C:

$$Q_{\text{CO}_2}^7 = 114,59 \cdot (373,3 - 323,9) = 16\,088,44 \text{ KJ/h.}$$

où 114,59 Kg/h quantité de gaz carbonique dans les gaz.

373,3 KJ/Kg enthalpie du gaz carbonique à 95°C.

* Chaleur dégagée par l'eau au cours du refroidissement de 95 à 40°C:

$$Q_{H_2O}^5 = 7848,27 \cdot (2691 - 168) = 19\ 801\ 185,21 \text{ KJ/h.}$$

où 7848,27 Kg/h quantité d'eau dans les gaz.

- La quantité de chaleur de dissolution du gaz carbonique dans l'eau :

$$Q_{CO_2}^8 = \frac{(2648,68 + 114,59) \cdot 24700}{44} = 1\ 551\ 199,29 \text{ KJ/h.}$$

- La quantité de chaleur de dissolution de l'ammoniac dans l'eau:

$$Q_{NH_3}^{11} = \frac{4797,21 + 416,18}{17} \cdot 29540 = 9\ 059\ 031,8 \text{ KJ/h.}$$

- La quantité de chaleur totale entrant dans le condenseur II:

$$Q_T^e = 781\ 465,51 + 170\ 574,99 + 4\ 664\ 699,01 + 54\ 269,87 + 16\ 088,44 \\ + 19\ 801\ 185,21 + 1\ 551\ 199,29 + 9\ 059\ 031,8 = 36\ 098\ 514,12 \text{ KJ/h.}$$

Calculs de sortie de chaleur :

- La quantité de chaleur sortant avec la solution des sels d'ammonium, est de:
 $Q_S^4 = 3\ 483\ 768,99 \text{ KJ/h}$ (voir bilan de chaleur de la colonne de lavage).

- La quantité de chaleur sortant avec l'eau de refroidissement:

$$Q_{H_2O}^6 = Q_T^e - Q_S^4 = 36\ 098\ 514,12 - 3\ 483\ 768,99 = 32\ 614\ 745,13 \text{ KJ/h.}$$

d'où le débit volumique de l'eau de refroidissement, est de:

$$V_{H_2O}^3 = \frac{32\ 614\ 745,13}{1000 \cdot 4,19 \cdot (35 - 28)} = 1\ 111,99 \text{ m}^3/\text{h.}$$

- Le tableau XVI résume le bilan de chaleur du condenseur II.

3-14 Bilan de chaleur de l'absorbeur :

Données de base :

- La pression dans l'absorbeur : 1 atm.
- La température des gaz sortant du condenseur I : 40°C.
- La température des condensats entrant dans l'absorbeur : 40°C.
- La température de la solution des sels d'ammonium sortant de l'absorbeur : 40°C.

- Le refroidissement se fait par l'eau froide :

* Température initiale : 28°C.

* Température finale : 35°C.

TABLEAU XVI

Tableau récapitulatif du bilan de chaleur du condenseur II.

ENTREE		SORTIE	
QUANTITE DE CHALEUR	KJ/h	QUANTITE DE CHALEUR	KJ/h
$Q_{NH_3}^9$	781 465,51	Q_S^4	3 483 768,99
$Q_{CO_2}^8$	170 574,99	$Q_{H_2O}^6$	32 614 745,13
$Q_{H_2O}^4$	4 664 699,01		
$Q_{NH_3}^{10}$	54 269,87		
$Q_{CO_2}^7$	16 088,44		
$Q_{H_2O}^5$	19 801 185,21		
$Q_{CO_2}^8$	1 551 199,29		
$Q_{NH_3}^{11}$	9 059 031,30		
TOTAL GENERAL	36 098 514,12	TOTAL GENERAL	36 098 514,12

Calculs:

- La quantité de chaleur dégagée au cours de l'absorption de l'ammoniac par l'eau pour former NH_4OH :

$$Q_{\text{NH}_3}^{12} = \frac{327,64 \cdot 33330}{17} = 642\,367,13 \text{ KJ/h.}$$

où 327,64 Kg/h quantité d'ammoniac gazeuse.

- La quantité de chaleur récupérée par l'eau de refroidissement:

$$Q_{\text{H}_2\text{O}}^7 = Q_{\text{NH}_3}^{12} = 642\,367,13 \text{ KJ/h.}$$

d'où le débit volumique de l'eau de refroidissement, est de :

$$V_{\text{H}_2\text{O}}^4 = \frac{642\,367,13}{1000 \cdot 4,19 \cdot (35 - 28)} = 21,9 \text{ m}^3/\text{h.}$$

- Le tableau XVII résume le bilan de chaleur de l'absorbeur.

3-15 Bilan de chaleur du désorbeur:

Données de base:

- La pression dans le désorbeur : 3 atm.

- La température de la solution à l'entrée de l'échangeur de chaleur (E4), est de; 40°C.

- La température de la solution à l'entrée du désorbeur est de: 95°C.

- La température de la solution à la sortie du désorbeur est de: 133°C.

Calculs de l'entrée de chaleur:

- La quantité de chaleur entrant avec la solution dans le désorbeur:

* Avec l'ammoniac :

$$Q_{\text{NH}_3}^{13} = 504,72 \cdot 1495 = 754\,556,4 \text{ KJ/h.}$$

où 504,72 Kg/h quantité d'ammoniac dans la solution.

1495 KJ/Kg enthalpie de l'ammoniac.

* Avec le gaz carbonique:

$$Q_{\text{CO}_2}^9 = 229,17 \cdot 373,3 = 85\,549,16 \text{ KJ/h.}$$

où 229,17 Kg/h quantité de gaz carbonique dans la solution.

373,3 KJ/Kg enthalpie du gaz carbonique.

* Avec l'eau:

$$Q_{\text{H}_2\text{O}}^8 = 17360,76 \cdot 4,19 \cdot 95 = 6\,910\,450,52 \text{ KJ/h.}$$

où 17360,76 Kg/h quantité d'eau dans la solution.

T A B L E A U X V I I

Tableau récapitulatif du bilan de chaleur de l'absorbeur.

E N T R E E		S O R T I E	
QUANTITE DE CHALEUR	KJ/h	QUANTITE DE CHALEUR	KJ/h
$Q_{NH_3}^{12}$	642 367,13	$Q_{H_2O}^7$	642 367,13
TOTAL GENERAL	642 367,13	TOTAL GENERAL	642 367,13

d'où $Q_s^6 = 654\ 556,4 + 65\ 549,16 + 5\ 910\ 450,52$

$Q_s^6 = 7\ 750\ 556,08\ \text{KJ/h.}$

Calculs de sortie de chaleur :

- La quantité de chaleur sortant avec la solution du désorbeur:

* Avec l'ammoniac:

$Q_{NH_3}^{14} = 88,54 \cdot 1530 = 139\ 893,2\ \text{KJ/h.}$

où 88,54 Kg/h quantité d'ammoniac dans la solution.

1530 KJ/Kg enthalpie de l'ammoniac.

* Avec le gaz carbonique:

$Q_{CO_2}^{10} = 114,58 \cdot 400 = 45\ 832\ \text{KJ/h.}$

où 114,58 Kg/h quantité de gaz carbonique dans la solution.

400 KJ/Kg enthalpie du gaz carbonique.

* Avec l'eau:

$Q_{H_2O}^9 = 9512,49 \cdot 560 = 5\ 326\ 994,4\ \text{KJ/h.}$

où 9512,49 Kg/h quantité d'eau dans la solution.

560 KJ/Kg enthalpie de l'eau.

d'où $Q_s^7 = 139\ 893,2 + 45\ 832 + 5\ 326\ 994,4$

$Q_s^7 = 5\ 512\ 719,6\ \text{KJ/h.}$

- La quantité de chaleur sortant avec la phase gazeuse du désorbeur :

* Avec l'ammoniac :

$Q_{NH_3}^{15} = 416,18 \cdot 1495 = 622\ 189,1\ \text{KJ/h.}$

où 416,18 Kg/h quantité d'ammoniac dans les gaz.

1495 KJ/Kg enthalpie de l'ammoniac.

* Avec le gaz carbonique:

$Q_{CO_2}^{11} = 114,59 \cdot 375 = 42\ 971,25\ \text{KJ/h.}$

où 114,59 Kg/h quantité de gaz carbonique dans les gaz.

375 KJ/Kg enthalpie du gaz carbonique.

* Avec l'eau:

$Q_{H_2O}^{10} = 7848,27 \cdot 2678 = 21\ 017\ 667,06\ \text{KJ/h.}$

21 017 667 KJ enthalpie de l'eau.

où 7846,27 Kg/h quantité d'eau dans la solution.

2678 KJ/Kg enthalpie de l'eau.

$$\text{d'où } Q_{p.g}^4 = 622\ 189,1 + 42\ 971,25 + 21\ 017\ 667,06$$

$$Q_{p.g}^4 = 21\ 662\ 827,41 \text{ KJ/h.}$$

- La quantité de chaleur absorbée par la décomposition du carbonate d'ammonium:

$$Q_{d.CA}^3 = \frac{114,59 \cdot (159220 - 77456)}{44} = 212\ 939,47 \text{ KJ/h.}$$

- La quantité de chaleur nécessaire au dégagement de l'ammoniac:

$$Q_{NH_3}^{16} = \frac{416,18 \cdot 33330}{17} = 815\ 957,61 \text{ KJ/h.}$$

- Les pertes de chaleur dans l'atmosphère sont estimées à:

$$Q_{\text{atm}}^5 = 60\ 000 \text{ KJ/h.}$$

- La quantité totale de chaleur sortant du désorbeur, est de:

$$Q_T^S = 5\ 512\ 719,6 + 21\ 662\ 827,41 + 212\ 939,47 + 815\ 957,61 + 60\ 000$$

$$Q_T^S = 28\ 284\ 444,09 \text{ KJ/h.}$$

or $Q_T^S = Q_S^6 + Q_{H_2O}^{11}$ où $Q_{H_2O}^{11}$ représente l'apport en chaleur de la vapeur d'eau directe. On a alors :

$$Q_{H_2O}^{11} = Q_T^S - Q_S^6 = 28\ 284\ 444,09 - 7\ 750\ 556,09$$

$$Q_{H_2O}^{11} = 20\ 533\ 888 \text{ KJ/h.}$$

d'où le débit massique de la vapeur d'eau directe entrant dans le désorbeur :

$$D_4 = \frac{20\ 533\ 888}{2\ 037} = 10\ 080,45 \text{ Kg/h.}$$

où 2037 KJ/Kg enthalpie de la vapeur d'eau.

- Le tableau XVIII résume le bilan de chaleur du désorbeur.

4- Remarque :

Les grandeurs thermodynamiques (enthalpies et chaleurs spécifiques) des différents constituants, sont prises des données de tables ou, sont calculées par interpolation ou extrapolation, à partir de ces mêmes données.

où 7848,27 Kg/h quantité d'eau dans la solution.

2678 KJ/Kg enthalpie de l'eau.

$$\text{d'où } Q_{p.g}^4 = 622\,189,1 + 42\,971,25 + 21\,017\,667,06$$

$$Q_{p.g}^4 = 21\,682\,827,41 \text{ KJ/h.}$$

- La quantité de chaleur absorbée par la décomposition du carbonate d'ammonium:

$$Q_{d.CA}^3 = \frac{114,59 \cdot (159220 - 77456)}{44} = 212\,939,47 \text{ KJ/h.}$$

- La quantité de chaleur nécessaire au dégagement de l'ammoniac:

$$Q_{NH_3}^{16} = \frac{416,18 \cdot 33330}{17} = 815\,957,61 \text{ KJ/h.}$$

- Les pertes de chaleur dans l'atmosphère sont estimées à:

$$Q_p^5 = 60\,000 \text{ KJ/h.}$$

- La quantité totale de chaleur sortant du désorbeur, est de:

$$Q_T^S = 5\,512\,719,6 + 21\,682\,827,41 + 212\,939,47 + 815\,957,61 + 60\,000$$

$$Q_T^S = 23\,284\,444,09 \text{ KJ/h.}$$

or $Q_T^S = Q_S^6 + Q_{H_2O}^{11}$ où $Q_{H_2O}^{11}$ représente l'apport en chaleur de la vapeur d'eau directe. On a alors :

$$Q_{H_2O}^{11} = Q_T^S - Q_S^6 = 23\,284\,444,09 - 7\,750\,556,09$$

$$Q_{H_2O}^{11} = 20\,533\,888 \text{ KJ/h.}$$

d'où le débit massique de la vapeur d'eau directe entrant dans le désorbeur :

$$D_4 = \frac{20\,533\,888}{2 \cdot 0,37} = 10\,080,45 \text{ Kg/h.}$$

où 2037 KJ/Kg enthalpie de la vapeur d'eau.

- Le tableau XVIII résume le bilan de chaleur du désorbeur.

4- Remarque :

Les grandeurs thermodynamiques (enthalpies et chaleurs spécifiques) des différents constituants, sont prises des données de tables ou, sont calculées par interpolation ou extrapolation, à partir de ces mêmes données.

T A B L E A U XVIII

Tableau récapitulatif du bilan de chaleur du désorbeur.

E N T R E E		S O R T I E	
QUANTITE DE CHALEUR	KJ/h	QUANTITE DE CHALEUR	KJ/h
Q_s^6	7 750 556,09	Q_s^7	5 512 719,60
$Q_{H_2O}^{11}$	20 533 388,00	$Q_{P.g}^4$	21 682 827,41
		$Q_{d.CA}^3$	212 939,47
		$Q_{NH_3}^{16}$	815 957,61
		Q_p^5	60 000,00
TOTAL GENERAL	28 284 444,09	TOTAL GENERAL	28 284 444,00

IV - CONCLUSION :

En conclusion, on peut dire, d'après les principes cités dans la partie théorique, que les procédés de fabrication de l'urée à recyclage total, permettent de récupérer le maximum d'ammoniac en excès, ainsi que l'ammoniac et le gaz carbonique dégagés lors de la décomposition du carbamate d'ammonium. Pour notre projet, on a choisi, un procédé à recyclage total "Stamicarbon I", intégré à une installation de production d'ammoniac, qui permet de réduire les frais de recompression du gaz carbonique et l'utilisation directe de l'ammoniac. C'est un cas, qui existe en Algérie, au complexe d'engrais azotés d'ARZEW (ORAN), mais malheureusement l'installation de production de l'urée ne fonctionne pas pour le moment, à cause de certains problèmes de matériels.

L'étude des différents facteurs, qui influent sur la thermodynamique et la cinétique de la réaction de synthèse de l'urée nous a permis d'en déduire les intervalles de variation de la température, la concentration (rapport molaire NH_3/CO_2), la pression et le temps de séjour du mélange réactionnel dans le réacteur (180-200°C; 3-4; 180-200 atm.; et 30-45 mn), qui assurent un rendement optimum de la réaction de synthèse, en urée.

On a procédé aux calculs des bilans de matière et de chaleur des différentes sections de l'installation, utilisant le procédé choisit. Ces calculs peuvent être utilisés pour n'importe quel autre procédé, en tenant compte des conditions opératoires et du mode de décomposition du carbamate d'ammonium.

Dans l'industrie, on a construit plusieurs types de colonnes de synthèse, répondant aux principes physico-chimiques de la synthèse de l'urée, pour des bilans de matière et de chaleur donnés. Ainsi, on s'est proposé un type de ces colonnes et, on a calculé le nombre de colonnes de synthèse, assurant le rendement désiré en urée.

La réalisation des installations de production de l'urée, pose un certain nombre de problèmes au niveau du dimensionnement et de la technologie des matériaux de construction des différents appareils. L'ensemble de ces problèmes doit être résolu à l'aide d'une technique certaine et d'une collaboration étroite entre les exploitants, les bureaux d'étude, les constructeurs et en général, par tous ceux qui participent à la réalisation.

Il serait très utile, de soutenir les calculs des bilans de matière et de chaleur par un calcul économique, et ce pour pouvoir comparer entre les différents procédés de fabrication de l'urée, afin d'en tirer les meilleurs. Mais, vu que les données économiques ne sont pas disponibles dans la littérature, alors nous n'avons pas abordé l'aspect économique du problème.

--ooOoo-- REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES --ooCoo--
-o-o--o-o-o-o-o-o-o-o-o-o-o-o-o-

- 1- K. WINNACKER et L. KUCHER -TRAITE DE CHIMIE APPLIQUEE-
Technologie minérale Tome III Editions Eyrolles 1964.
- 2- P. LEPRINCE, A. CHAUVEL, J-P. CATRY et L. CASTEX - PROCEDES DE
PETROCHIMIE - Editions TECHNIP 1971.
- 3- L.M. GRANDERYE - DICTIONNAIRE DE CHIMIE - DUNOD 1962 PARIS.
- 4- M. POSTEL et F. DURIEUX - TECHNIQUES DE L'INGENIEUR -
J-6 GENIE-CHIMIQUE.
- 5- O. LEVENSPIEL - CHEMICAL REACTION ENGINEERING -
JOHN-WILEY and SOYS NEW-YORK 1962-1972.
- 6- CHEMICAL ENGINEERING PROGRESS (C.E.P) revue AVRIL 1984.
- 7- J.H PERRY - CHEMICAL ENGINEERS HANDBOOK - 4th Edition
Mc GRAW-HILL BOOK COMPANY.
- 8- I. MOUKLENOV - TECHNOLOGIE CHIMIQUE GENERALE - (russe)
Editions Moscou 1977.
- 9- K. PAVLOV, P. ROMANKOV et A. NOSKOV -EXEMPLES D'EXERCICES DU
GENIE-CHIMIQUE - (russe) Leningrad 1981.
- 10 - F. HANRIAND - MEMOIRE DU MAGISTER - UTILISATION DES METHODES
MATHÉMATIQUES (THEORIE DES GRAPHES) POUR L'ELABORATION DES
ALGORITHMIQUES DE MODELISATION DES SYSTEMES COMPLEXES DE LA
TECHNOLOGIE CHIMIQUE : APPLICATION A UNE UNITE PETROCHIMIQUE
DE FABRICATION DE L'UREE.
PROMOTEURS S.E CHITOUR et D. DOUCHANOV E.N.P Juin 1981.
- 11 - M. KARADYANTZ - THERMODYNAMIQUE CHIMIQUE - Edition Moscou.
- 12 - C. et E. MATASA - L'INDUSTRIE MODERNE DES PRODUITS AZOTES -
DUNOD 1968 PARIS.
- 13 - P. WUTHIER - LE PETROLE ,RAFFINAGE ET GENIE CHIMIQUE - Tome II
Edition TECHNIP.

