



وزارة البحث العلمي والتعليم العالي  
MINISTÈRE DE L'ENSEIGNEMENT SUPÉRIEUR ET DE  
LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE  
جامعة عبد الحميد بن باديس مستغانم  
Université Abdelhamid Ibn Badis Mostaganem  
كلية العلوم والتكنولوجيا  
Faculté des Sciences et de la Technologie  
DEPARTEMENT DE GENIE DES PROCÉDES



N° d'ordre : M2/GPE /2019

## MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER ACADIMIQUE

**Filière : Génie des procédés**

**Option: Génie chimique**

### Thème

**Etude du laveur 022E003 de la boucle de synthèse de  
l'urée au niveau du complexe Sorfert d'Arzew**

Présenté par

1-RADJAH NOUREDDINE

Soutenu le 07/07/ 2019 devant le jury composé de :

Président :	MELOUK SENIA	Grade/ MCA	Université de Mostaganem
Examineur :	BOUBEGRA NAIMA	Grade/ MCA	Université de Mostaganem
Rapporteur :	BOULAKOUD MANEL	Grade/ MCB	Université de Mostaganem

Année Universitaire 2018/2019

## REMERCIEMENT

Je tiens à exprimer toute ma reconnaissance à ma directrice de mémoire, Madame Manel Boulakoud .

Je la remercie de m'avoir encadré, orienté, aidé et conseillé.

J'adresse mes sincères remerciements toutes les personnes qui par leurs paroles, leurs écrits, leurs conseils et leurs critiques ont guidé mes réflexions et ont accepté de me rencontrer et de répondre à mes questions durant mes recherches.

Je remercie mes très chers parents, qui été toujours là pour moi.

Je remercie ma sœur , et mes frères, pour leurs encouragements.

Enfin, je remercie mon amis Mansour Ghalem, qui été toujours

là pour moi. Son soutien inconditionnel et son encouragement a été d'une grande aide.

À tous ces intervenants, je présente mes remerciements, mon respect et ma gratitude.

*RADJAH NOUREDDINE*

# Sommaire

Chapitre I. présentation du complexe Sorfert	
I-1 Localisation et topographie.....	1
I-2 Description des installations .....	2
Chapitre II. Généralité sur la production d'ammoniac	
II Fabrication industrielle .....	3
II-1 Production d'ammoniac .....	3
II-1-1 Principe du procédé .....	3
II-1-2 Caractéristiques des procédés .....	3
II-1-3 Fiche de produit .....	5
II-1-4 Etapes de production: .....	7
II-1-4-1 Etape de purification du gaz naturel matière première .....	8
II-1-4-2 Reformage primaire (800°C, 45 bar) .....	8
II-1-4-3. Reformage secondaire (1 000°C, 40 bar) .....	8
II-1-4-4. Refroidissement du mélange gazeux avec production de vapeur surchauffée	
Haute pression (400°C, 40 bar) .....	9
II-1-4-5. Conversion du monoxyde de carbone haute et basse température (430 à 200°C, 35 bar).....	9
II-1-4-6. Extraction du CO2 (50°C, 35 bar) .....	10
II-1-4-7. Méthanation (310°C, 70 bar) .....	10
II-1-4-8. Compression du mélange gazeux (40°C, 70 à 200 bar) .....	10
II-1-4-9. Synthèse de l'ammoniac.....	11
II-1-4-10. Condensation de l'ammoniac par réfrigération (-10°C, 1 bar) .....	11
II-1-4-11. Lavage des gaz de queue.....	11
II-1-4-12. Recyclage du dihydrogène.....	12
II-1-4-13. Stripping des condensats moyens pression.....	12
II-1-4-14. Transfert, stockage et chargement d'ammoniac.....	12
Chapitre III Généralité sur la Production d'urée	
III-1 Principe de procédés .....	13
III-2 Caractéristique de procédés.....	14
III-3 Fiche de produit .....	14
III-4 Etape de production .....	16
III-4- 1 Synthèse.....	18
III-4- 2 Recirculation et évaporation.....	19
III-4- 3 Stockage et expédition.....	20
<b>Chapitre VI Etude du laveur HP 022E003</b>	
VI-1 problématique .....	21
VI-2 Introduction.....	21
VI-3 description du fonctionnement du laveur .....	21
VI-4 L'extraction de l'hydrogène.....	23
VI-5 Les facteurs qui peuvent mener à l'apparition du phénomène d'explosion dans le laveur HP...24	
VI-6 Les recommandations pris par le constructeur.....	25

VI-7 Le réacteur de déshydrogénation.....26

VI-8 Le fonctionnement du catalyseur à l'hydrogène.....26

Chapitre v : calcul des zones d'explosivités

V- Détermination des zones d'explosions.....28

V-1 Représentation de la méthode du calcul .....28

V-2 Les résultats obtenus .....30

V-2-1 Compresseur avec réacteur catalytique d'hydrogène .....30

V-2-2 Compresseur de CO<sub>2</sub> sans réacteur catalytique d'hydrogène .....32

V-3 Interprétation.....35

V-3-1 Compresseur avec réacteur catalytique d'hydrogène.....35

V-3-2 Compresseur sans réacteur catalytique d'hydrogène.....35

Coclution

# Chapitre I

**Présentation du complexe de Sorfert.**

# Chapitre I

**Présentation du complexe de Sorfert.**

## I- Présentation du complexe de Sorfert.

### I-1 Localisation et topographie :

Le site est localisé dans la zone industrielle d'Arzew située à proximité de la ville d'Arzew le long d'une baie méditerranéenne naturellement abritée facilitant les exportations de produits industriels.

Le site principal est implanté sur un terrain rectangulaire situé au sud-ouest de la zone industrielle d'Arzew (cf. Figure 1). Deux autres installations situées sur le port sont annexées à l'installation, il s'agit de :

- Deux bacs de stockage d'ammoniac qui sont implantés au nord-est de la zone principale,
- Une unité de dessalement de l'eau de mer qui alimente le site de production en eau déminéralisée, l'unité se situe au nord du site principal.

L'ammoniac est transféré au port par ammoniduc empruntant un corridor technique traversant la zone industrielle sur une distance de 8 km.

L'eau de mer alimentant le complexe est acheminée au travers des canalisations dans le corridor technique.

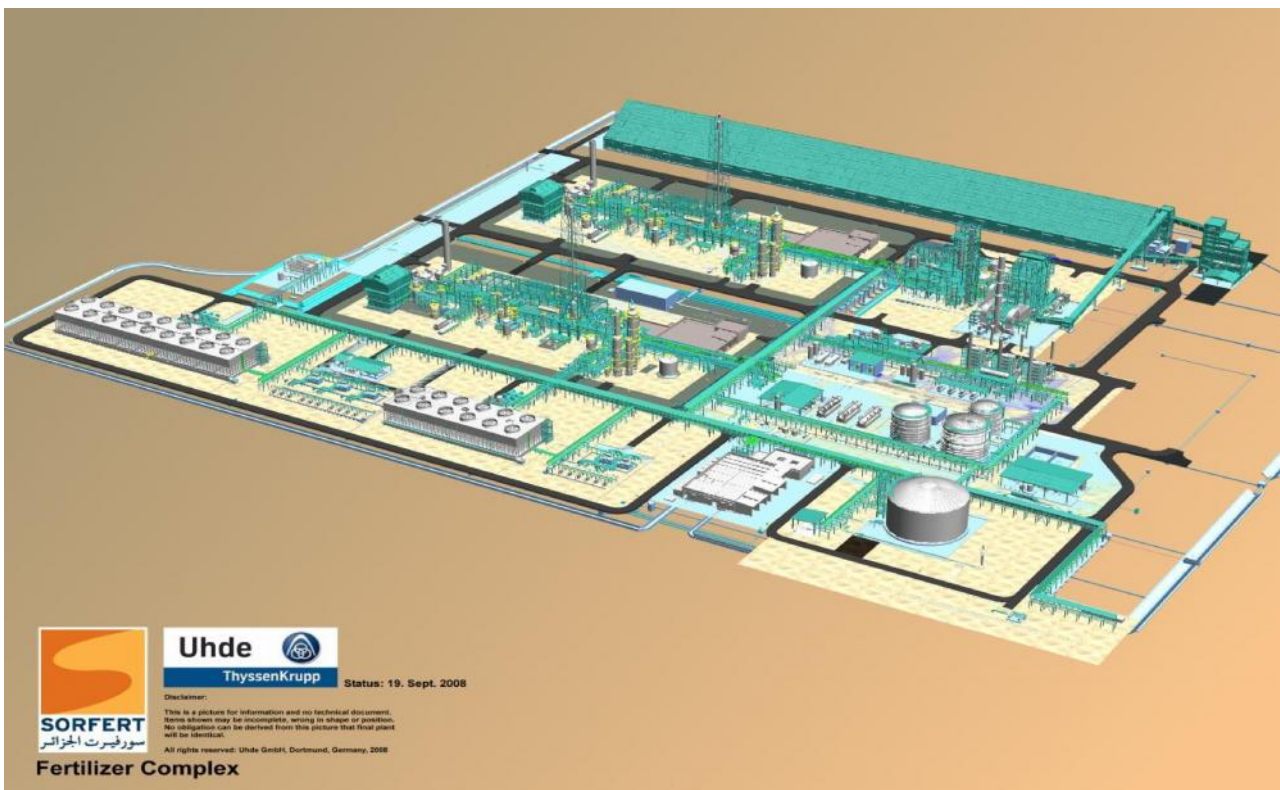


*FIG 01 : Localisation de la zone industrielle d'Arzew*

## I-2 Description des installations:

Les installations comprendront :

- Deux unités de production d'ammoniac de capacité de 2 200 tonnes/jour chacune
- Une unité de production de 3 450 tonnes/jour d'urée en granulés,
- Une usine de dessalement d'eau de mer,
- Des installations électriques,
- Un réservoir d'eau,
- Un stockage d'urée,
- deux réservoirs de stockages d'ammoniac d'une capacité de 30 000 t à proximité du port.
- Un corridor technique comprenant :
  - Une conduite d'amenée d'eau de mer
  - Un pipeline de transfert de l'ammoniac
  - Une conduite de retour d'eau de mer
  - Une ligne de fibre optique de transfert de l'information



*FIG 02 : Plan générale du complexe d'ammoniaque Sorfert*



# Chapitre II

**Chapitre 2 Généralités sur la production  
d'ammoniac.**

## II- Fabrication industrielle :

### II-1 Production d'ammoniac:

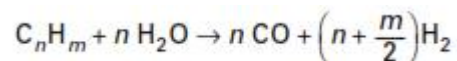
#### II-1-1 Principe du procédé:

Il consiste à faire réagir, en présence d'un catalyseur, l'hydrogène provenant d'hydrocarbures et d'eau avec l'azote de l'air. La production d'hydrogène s'effectue principalement par reformage des hydrocarbures par la vapeur d'eau puis conversion par la vapeur d'eau du monoxyde de carbone produit.

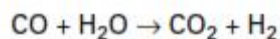
L'hydrogène est purifié de tous les composés oxygénés qui l'accompagnent, avant d'être introduit dans le réacteur catalytique de synthèse d'ammoniac.

Les réactions principales mises en œuvre sont les suivantes.

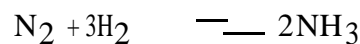
- **Reformage de l'hydrocarbure** (endothermique) :



- **Conversion de Co** (exothermique)



- **Synthèse** (exothermique) :



#### II-1-2 Caractéristiques des procédés:

Sur le principe du reformage d'hydrocarbures, divers procédés de production d'ammoniac, relativement proches les uns des autres, se sont développés.

Les particularités de ces procédés résident dans l'arrangement des différentes sections de l'unité de production et dans certaines technologies originales ; les réactions mises en œuvre sont toujours les mêmes. La recherche de l'économie d'énergie est la caractéristique la plus remarquable des procédés modernes de fabrication d'ammoniac.

Les processus unitaires entrant dans la fabrication de l'ammoniac font l'objet de brevets ou du savoir-faire propre à des sociétés spécialisées.

Certaines sociétés, dont la réputation s'est répandue à travers le monde, associent leur nom à toute la ligne de fabrication : il s'agit souvent de société d'ingénierie ou de fabricants de catalyseurs. Nous citerons les plus importants :

- ICI (Imperial Chemical Industries) en Grande-Bretagne, à la fois producteur d'ammoniac

et fabricant de catalyseurs ;

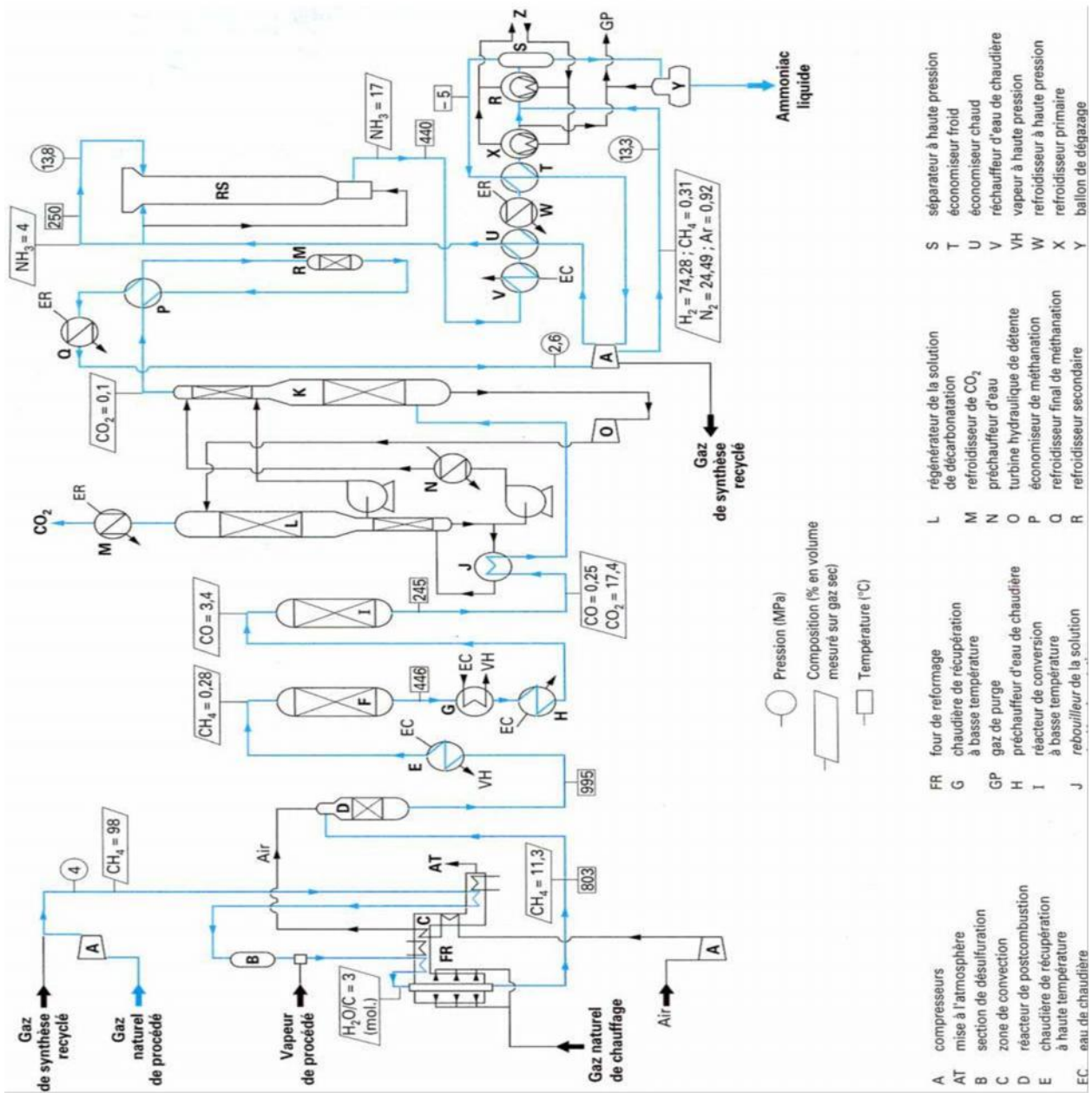
- Kellogg aux États-Unis, société d'ingénierie qui a réalisé une grande partie des unités modernes existant dans le monde, en utilisant à l'origine le procédé d'ICI ;
- H. Topsoe au Danemark, fabricant de catalyseurs et inventeur d'un four de reformage et d'un réacteur de synthèse;
- Brown and Root Braun aux États-Unis, société d'ingénierie qui a développé un arrangement original de la préparation de gaz de synthèse utilisant une purification cryogénique ;
- UHDE en Allemagne, société d'ingénierie ;
- KTI, aux États-Unis et en Grande-Bretagne, société d'ingénierie ;
- Toyo au Japon, société d'ingénierie.

## II-1-3 Fiche produit:

### Propriétés physico-chimiques

- Formule :  $\text{NH}_3$ .
- Masse moléculaire : 17,032.
- Dans les conditions ambiantes : gaz incolore, d'odeur très piquante.
- Température normale d'ébullition :  $-33,35\text{ °C}$  (239,8 K).
- Température de congélation :  $-77,7\text{ °C}$  (195,45 K).
- Pression de vapeur :
  - à  $0\text{ °C}$  .....0,430 MPa,
  - à  $20\text{ °C}$  ..... 0,858 MPa,
  - à  $50\text{ °C}$  ..... 2,035 MPa;
- Masse volumique :
  - du liquide
    - à  $-33,35\text{ °C}$  ..... 682,0 kg /m<sup>3</sup>,
    - à  $0\text{ °C}$ ..... 638,6 kg /m<sup>3</sup>,
  - de la vapeur saturante :
    - à  $-33,35\text{ °C}$  ..... 0,86 kg /m<sup>3</sup>,
    - à  $0\text{ °C}$ ..... 3,06 kg /m<sup>3</sup> ;
- Viscosité du liquide à  $20\text{ °C}$  : 0,155 cP (0,155 mPa · s) ;
- Température critique :  $132,4\text{ °C}$  (405,5 K) ;
- Pression critique : 11,25 Mpa.

➤ **Solubilité** : l'ammoniac est soluble dans un grand nombre de solvants organiques et minéraux : eau, alcool, éther, tétrachlorure de carbone, chloroforme, chlorure d'éthylène, benzène, toluène. L'ammoniac est très soluble dans l'eau (33,1 % en masse à  $20\text{ °C}$ ). Les solutions dans l'eau sont connues sous le nom d'ammoniac, elles sont incolores et de densité inférieure à celle de l'eau.



· Schéma d'une unité de production d'ammoniac



### **II-1-4-1 Etape de purification du gaz naturel matière première :**

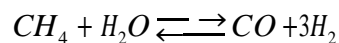
L'hélium contenu dans le gaz naturel est séparé avant extraction du mercure dans un réacteur en présence de catalyseur (Puraspec : sulfures et carbonates de cuivre, zinc et oxyde d'aluminium).

Après préchauffage dans un échangeur vapeur basse pression, le gaz naturel est comprimé à 50 bars dans un compresseur à turbine vapeur

Il est ensuite réchauffé par les fumées de combustion avant hydrogénation puis désulfuration dans deux réacteurs en série (le catalyseur du reformeur est très sensible à la présence de soufre qui donne NiS).

### **II-1-4-2 Reformage primaire (800°C, 45 bar) :**

Le reformage primaire du méthane s'effectue à 800°C et 45 bar en présence de catalyseurs à base d'oxyde de nickel sur des anneaux d'alumine imprégnés (durée de vie 8 à 10 ans) pour former du monoxyde de carbone et de l'hydrogène.



La réaction, très endothermique, nécessite un apport continu d'énergie. Le mélange gazeux circule dans les tubes, chauffés extérieurement, contenant le catalyseur. La combustion de gaz naturel (combustible) à l'extérieur des tubes de catalyseurs assure le maintien en température pour le reformage. Les gaz chauds issus de la combustion sont refroidis à travers un train d'échangeurs avant rejet à l'atmosphère. Ils permettent de préchauffer :

- Le méthane alimentant le reformeur primaire comme matière première avant et
- Après le prétraitement de désulfuration et d'extraction du mercure,
- L'air process consommé au niveau du reformeur secondaire en tant que matière Première,
- L'air de combustion alimentant le reformeur primaire,

### **II-1-4-3 Reformage secondaire (1 000°C, 40 bar) :**

A l'issue du reformeur primaire, le mélange gazeux (CO, H<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O et CH<sub>4</sub>) passe par le reformeur secondaire en présence d'air. Le reformage secondaire (ou postcombustion)

S'effectue à 1000°C, 40 bar, et permet, par l'élimination du dioxygène qui réagit, de récupérer le diazote de l'air, réactif dans la réaction de synthèse.

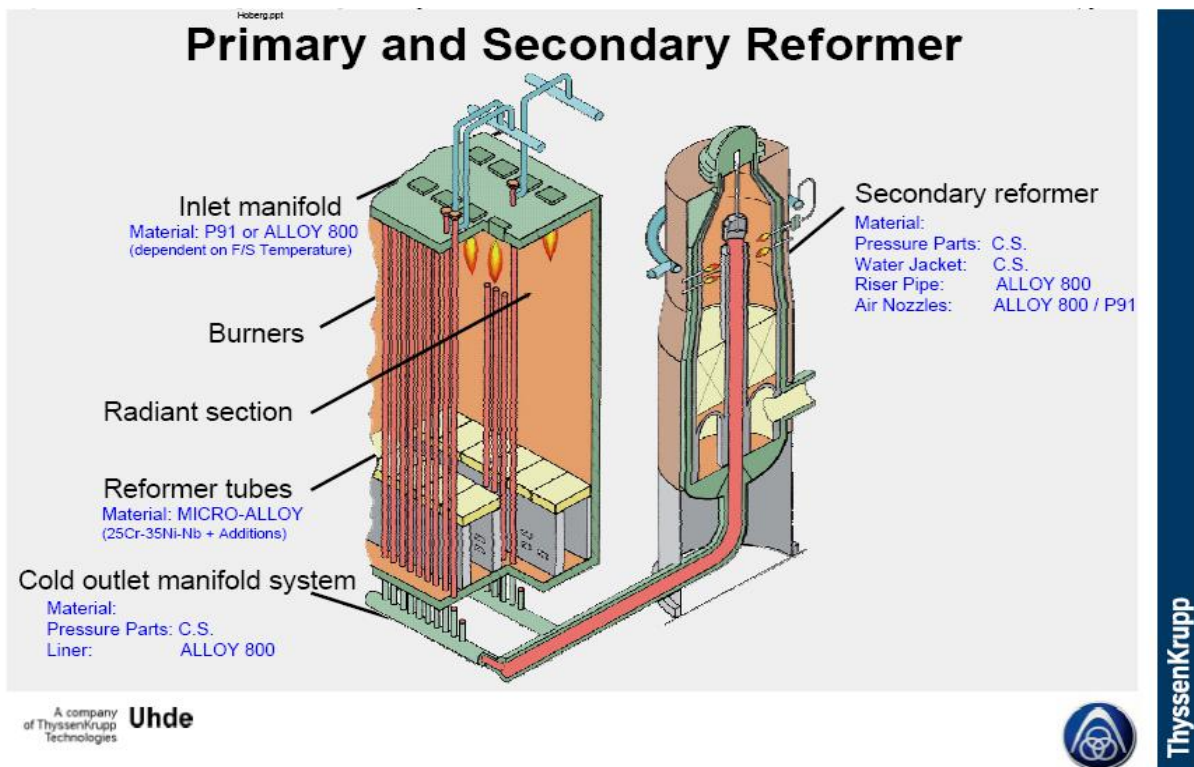


FIG 04: Diagramme bloc du procédé de production d'ammoniac

#### II-1-4-4 Refroidissement du mélange gazeux avec production de vapeur surchauffée haute pression (400°C, 40 bar) :

Le mélange gazeux est ensuite refroidi (400°C, 40 bar) à travers une chaudière pour produire de la vapeur surchauffée haute pression.

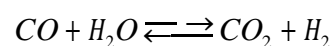
#### II-1-4-5 Conversion du monoxyde de carbone haute et basse température (430 à 200°C, 35 bar)

Le monoxyde de carbone du gaz de synthèse est ensuite transformé, par conversion, en dioxyde de carbone avec production complémentaire de dihydrogène.

La conversion du Monoxyde de carbone s'effectue en deux étapes :

- Haute température (430°C) avec un catalyseur à base d'oxyde de fer, d'oxyde de chrome III avec ajout métallique à base de cuivre.
- Basse température (200°C) avec un catalyseur d'oxyde de cuivre et d'oxydes de chrome et zinc sur alumine.

On obtient ainsi un gaz contenant 70% de H<sub>2</sub>.



#### **II-1-4-6 Extraction du CO<sub>2</sub> (50°C, 35 bar):**

Le CO<sub>2</sub> présent dans le mélange réactionnel est ensuite extrait par absorption chimique dans une solution de méthyl diéthanolamine activé (MDEA). Le mélange gazeux traverse une colonne d'absorption lavée par la solution d'MDEA. Le CO<sub>2</sub> absorbé est ensuite récupéré lors de la régénération de la solution d'MDEA par des étapes d'évaporation flash et de stripping.

Une partie du CO<sub>2</sub> est envoyée comme matière première vers l'unité de production d'urée.

#### **II-1-4-7 Méthanation (310°C, 70 bar) :**

Les petites quantités de CO et CO<sub>2</sub>, restant dans le mélange gazeux, peuvent empoisonner le catalyseur de synthèse d'ammoniac et doivent être extraites par conversion en méthane par hydrogénation dans le réacteur de méthanation :



Ces réactions peuvent se produire à une température d'environ 310 °C dans un réacteur garni d'un catalyseur à base de nickel. La concentration résiduelle de ces oxydes de carbone est généralement inférieure à 10 ppmv. Le méthane n'est pas impliqué dans la réaction de synthèse de l'ammoniac, mais l'eau formée doit être retirée par condensation avant d'entrer

Dans le convertisseur. Le refroidissement pour condensation de l'eau est effectué en aval du réacteur de méthanation.

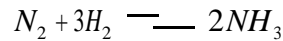
Après les opérations précédentes de reformage, conversion, extraction du CO<sub>2</sub> et méthanation, le mélange gazeux obtenu ne contient pratiquement plus que du dihydrogène et du diazote dans les conditions stœchiométriques, ainsi qu'un petit pourcentage de gaz inertes, représentant 1,25% (en volume) de la quantité totale des gaz.

#### **II-1-4-8 Compression du mélange gazeux (40°C, 70 à 200 bar) :**

Ce mélange est comprimé de 70 bar à 200 bar, pression de la réaction de synthèse de l'ammoniac. Les compresseurs centrifuges sont entraînés par des turbines à vapeur, utilisant la vapeur surchauffée haute pression produite par récupération de chaleur sur les différentes étapes du procédé. (cf § utilités)

### **II-1-4-9 Synthèse de l'ammoniac :**

La réaction de synthèse de l'ammoniac a lieu à 200 bar en présence de catalyseur à base de fer associé à de faibles quantités d'oxydes métalliques jouant le rôle de promoteurs.



La synthèse s'effectue à travers deux étages de convertisseurs :

- Un convertisseur à 2 lits de catalyseurs radiaux,
- Un convertisseur à 1 lit de catalyseur radial.

La température de sortie des gaz est maintenue constante à 400°C à l'aide d'échangeurs externes à contact indirect avec production de vapeur haute pression.

### **II-1-4-10 Condensation de l'ammoniac par réfrigération (-10°C, 1 bar) :**

L'ammoniac est ensuite condensé dans un ensemble de réfrigération à basse température et séparé des gaz qui n'ont pas réagi. Ces gaz sont en partie recyclés à l'alimentation du réacteur de synthèse.

L'ammoniac est ensuite envoyé vers le réservoir tampon de capacité 15 000 tonnes ou l'unité de production d'urée.

### **II-1-4-11 Lavage des gaz de queue :**

Les gaz de queue sont lavés dans trois colonnes d'absorption à différents niveaux de pression (12,17 et 130 bar). Ils proviennent :

- De la purge issue de la réfrigération de l'ammoniac,
- Des gaz inertes,
- Des gaz issus des étapes d'évaporation flash.

Cette étape permet de récupérer :

- Un flux de dihydrogène à 50 ppmv d'ammoniac pour recyclage,
- Un mélange combustible à 100 ppmv d'ammoniac,
- Un flux d'inertes,
- Un flux d'ammoniac liquide.

#### **II-1-4-12 Recyclage du dihydrogène :**

Le dihydrogène n'ayant pas réagi est récupéré par séparation membranaire et recyclé au niveau de l'étape de compression avant la synthèse de l'ammoniac

#### **II-1-4-13 Stripping des condensats moyens pression :**

Les condensats issus des étapes de méthanation et de conversion du monoxyde de carbone sont strippés à la vapeur afin de les purifier jusqu'à 3 ppmv d'ammoniac et 20 ppmv de méthanol.

Les vapeurs de stripping sont recyclées dans le mélange gazeux pour la synthèse de l'ammoniac

#### **II-1-4-14 Transfert, stockage et chargement d'ammoniac :**

Sur le site de production, l'ammoniac est stocké sous forme liquide à -33°C dans un réservoir tampon double enveloppe de 15 000 tonnes de capacité.

L'ammoniac liquide, non consommé par l'unité de production d'urée, est transféré du stockage tampon de l'usine de production vers les stockages portuaires via un pipe de 8 km de Long installé dans le corridor technique et entièrement soudé.

L'ammoniac est stocké sur la zone portuaire sous forme liquide à -33°C dans deux réservoirs double enveloppe de 30 000 tonnes de capacité.

Une unité de réfrigération assure la condensation de la phase vapeur issue des réservoirs. Pour chaque réservoir, une 1ère soupape de sécurité reliée à la torche assure le maintien en pression du réservoir. Une deuxième soupape de sécurité est reliée à l'atmosphère.

Le chargement dans les bateaux se fait au niveau de la jetée Berth M1 par les pompes de chargement. Le ciel gazeux des bateaux est recyclé dans le réservoir de stockage

# Chapitre III

**Généralités sur la production D'urée.**

### III Généralités sur la production de l'urée:

L'Urée reste l'engrais azoté solide d'usage commun ayant la plus forte teneur en azote, présentant ainsi les plus faibles coûts de transport par unité d'azote nutritif.

Cette qualité ainsi que son aptitude à la fertilisation en zone humide pour la culture du riz en font l'un des engrais azotés les plus utilisés avec une demande en forte croissance dans les pays du Sud-Est asiatique

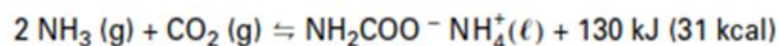
L'urée est synthétisée à partir de l'ammoniac et du dioxyde de carbone. Sa production est pratiquement toujours associée à la production d'ammoniac, et par là même à la production des hydrocarbures, plus particulièrement du gaz naturel.

Les procédés de fabrication n'ont pas subi de grand changement depuis 1990 ; les objectifs principaux d'améliorations apportées restant toujours la réduction de la consommation énergétique, la réduction de la pollution et l'optimisation des coûts d'investissement.

#### III-1 Principe du procédé:

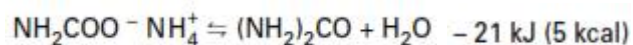
Il consiste à faire réagir le dioxyde de carbone et l'ammoniac sous forte pression et à des températures relativement élevées. Il en résulte une phase liquide dans laquelle les réactants se trouvent sous forme de carbamate d'ammonium ionisé, qui est transformé ensuite en urée par déshydratation.

La condensation de l'ammoniac et du dioxyde de carbone est une réaction de conversion hétérogène, fortement exothermique :



Avec (g) : gazeux et (ℓ) : liquide.

La formation de l'urée est ensuite une réaction endothermique équilibrée, se produisant en phase liquide :



Nota : dans une réaction secondaire qui correspond à une dégradation thermique de l'urée, il se forme un composé indésirable, le biuret :



La réaction de formation de l'urée est régie par un équilibre ternaire entre CO<sub>2</sub>, NH<sub>3</sub> et H<sub>2</sub>O dans lequel se retrouvent ces divers constituants, ainsi que le carbamate et l'urée formés. Le carbamate est un produit intermédiaire instable qui se transforme en urée et eau, ou se décompose en NH<sub>3</sub> et CO<sub>2</sub>. Il est donc nécessaire, pour évacuer les réactants n'ayant pas réagi, de procéder à un stripage (stripping) soit au dioxyde de carbone, soit à l'ammoniac.

### III-2 Caractéristiques des procédés :

Il existe plusieurs procédés de fabrication d'urée qui utilisent généralement les mêmes principes de réactions, mais qui diffèrent par leurs conditions opératoires au niveau de la synthèse et du recyclage des réactants.

Nous citons ici les quatre procédés les plus utilisés dans le monde, par ordre d'importance :

- le procédé Stamicarbon (Pays-Bas) ;
- le procédé Snam Progetti (Italie) ;
- le procédé Mitsui-Toatsu-Toyo (Japon) ;
- le procédé Montedison/Technimont (Italie).

Des compagnies de taille plus modeste ont développé un savoir - faire de conception des ateliers d'urée appliqué surtout au remodelage des installations existantes :

- Urea Casale (Italie et Suisse) ;
- Urea Technology Inc. (UTI) (États-Unis).

### III-3 Fiche produit :

Propriétés physico-chimiques

- Solide blanc, cristallin, dans les conditions ambiantes. Masse moléculaire : 60,06.
- Température de fusion 132,6 °C.
- Masse volumique apparente (en vrac) : 740 kg/m<sup>3</sup>.
- Enthalpie de dissolution dans l'eau : 243 J/g (réaction endothermique).
- L'urée est soluble dans l'eau, le benzène et l'alcool, légèrement soluble dans l'éther.

**Corrosion:** Les solutions d'urée sont corrosives et attaquent l'acier ; les matériels en contact avec ces solutions sont en acier inoxydable.

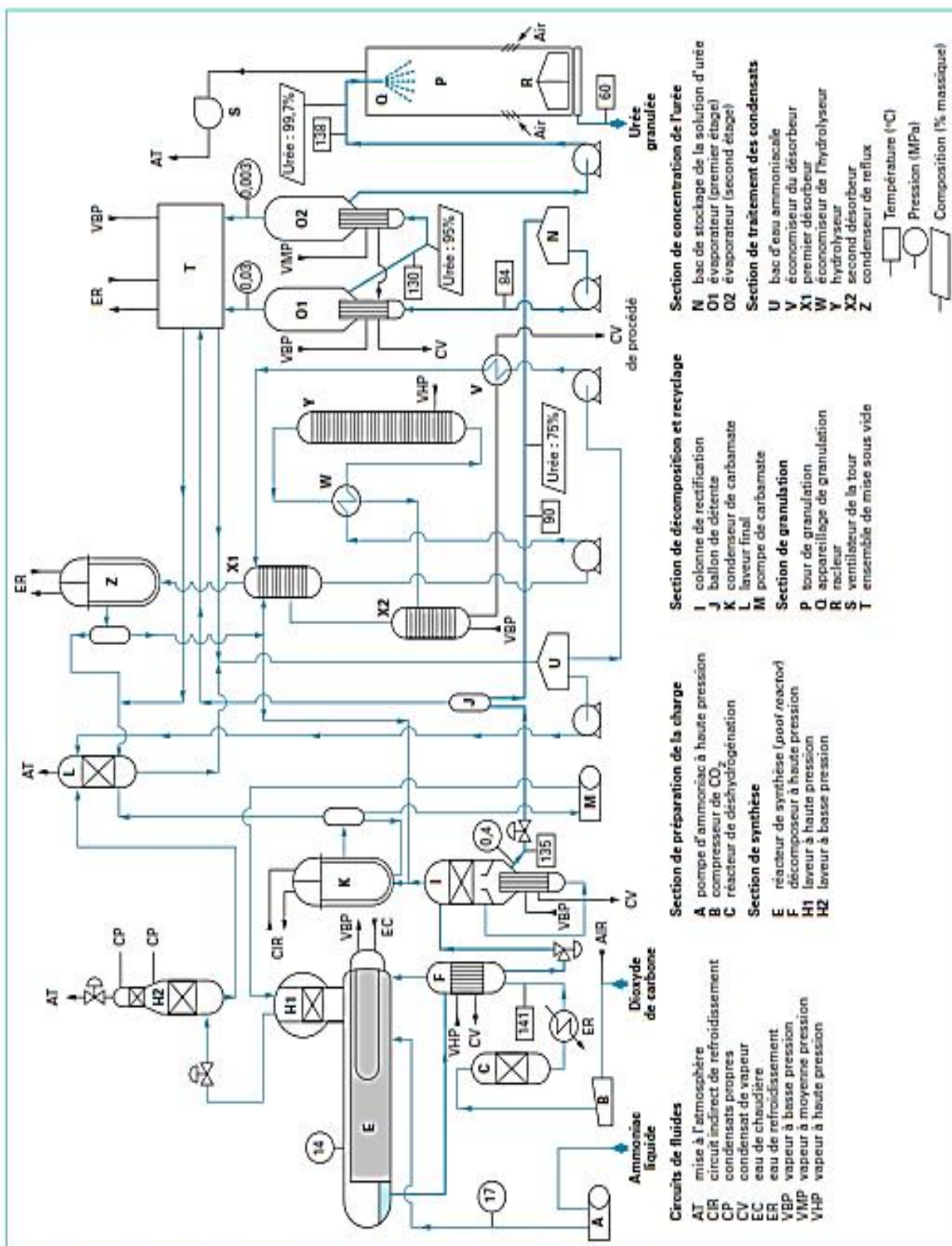


Figure 1 - Schéma d'une unité de production d'urée selon le procédé Stamicarbon Urea 2000 Plus

### III-4 Etapes de production:

La synthèse commerciale de l'urée est réalisée par la réaction d'ammoniac et de dioxyde de carbone à haute pression formant du carbamate d'ammonium, qui est ensuite déshydraté thermiquement, formant de l'urée et de l'eau :

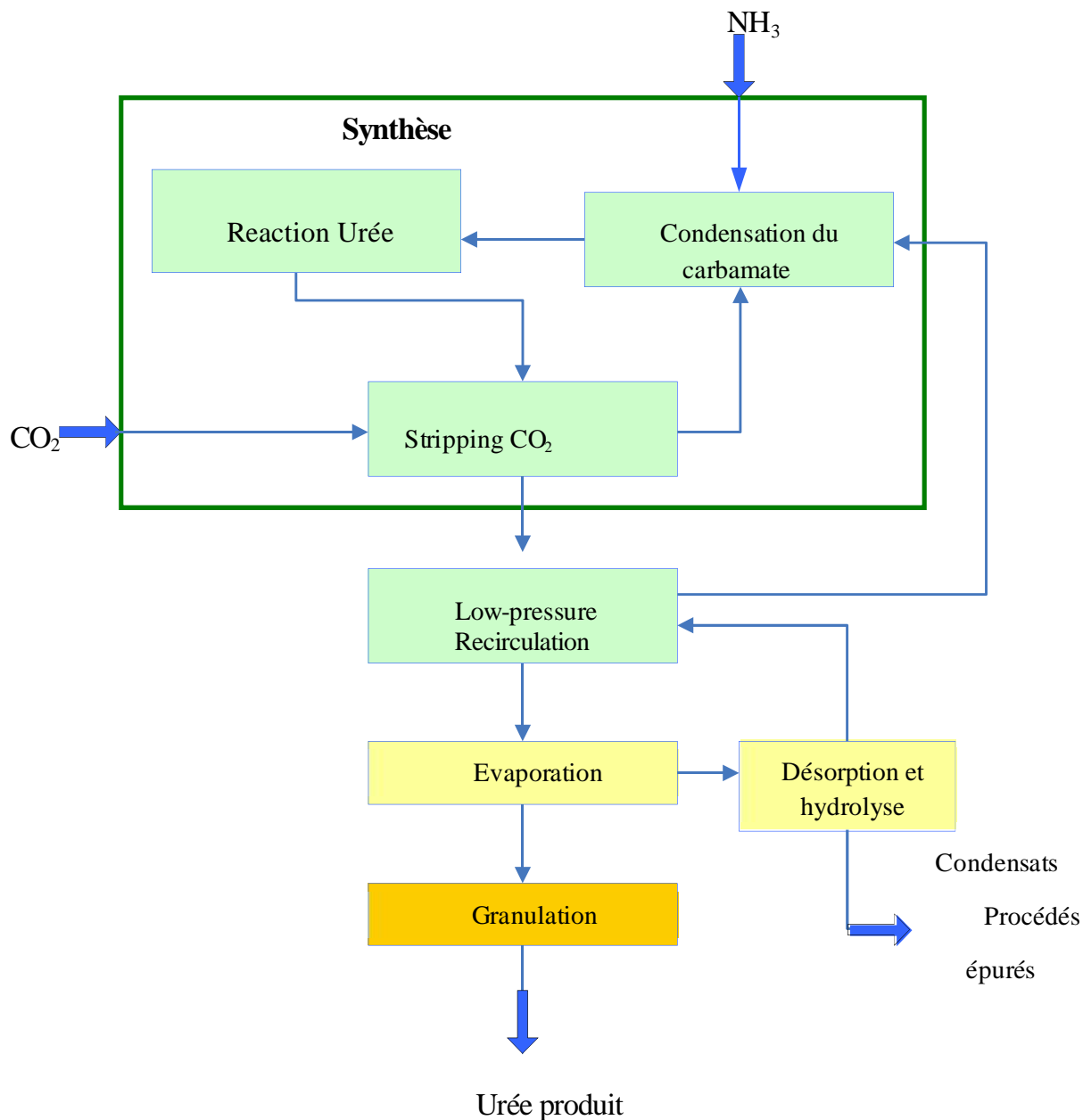


FIG 05 : Diagramme bloc du procédé de synthèse de l'urée par stripping  $CO_2$

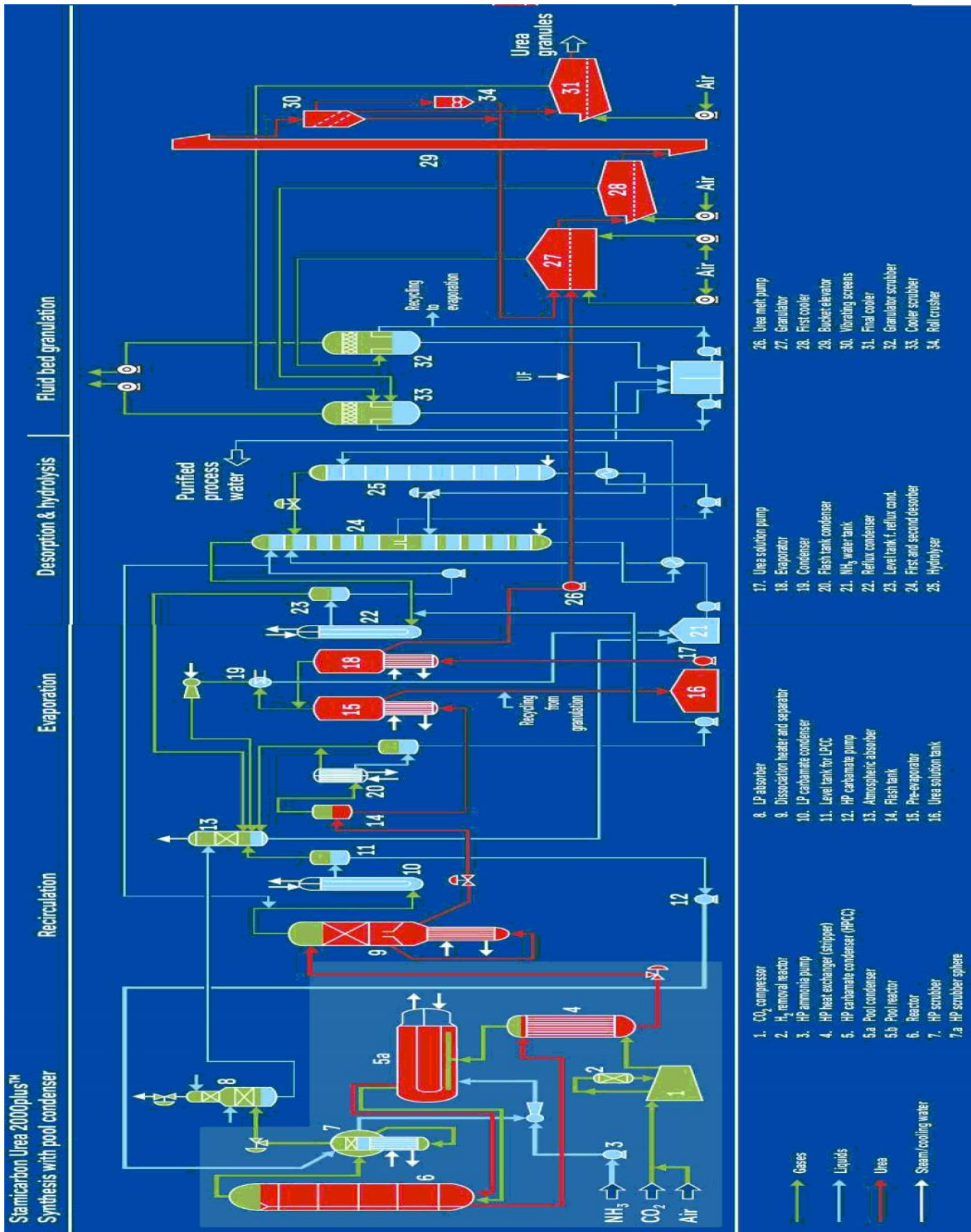


FIG 06 : Schéma de principe des étapes du procédé de fabrication d'urée

### III4-1 Synthèse :

L'ammoniac et le dioxyde de carbone nécessaire à la synthèse de l'urée proviennent des unités de production d'ammoniac.

Le condenseur est une cuve horizontale équipée d'un faisceau de tubes en U immergés. Il combine les fonctions :

- De condenseur de carbamate par ruissellement en film dans le procédé conventionnel par stripping CO<sub>2</sub>,
- D'une partie de la réaction de synthèse.

Une réduction de 30-40% du volume dans le réacteur est atteinte par conversion du volume de réaction vers le condenseur.

L'ammoniac et le dioxyde de carbone sont introduits directement dans l'étape de synthèse. Les conditions opératoires optimum sont approximativement de 140 bar et 180°C.

Le dioxyde de carbone, auquel une petite quantité d'air est ajoutée pour limiter la corrosion, est comprimé à la pression de synthèse dans un compresseur multi étagé, alors que la pression de l'ammoniac est atteinte par des pompes haute pression.

L'hydrogène est extrait du courant d'alimentation de dioxyde de carbone dans le réacteur d'extraction de H<sub>2</sub> situé entre les étages de compression.

La condensation exothermique du carbamate d'ammonium ainsi que la déshydratation endothermique du carbamate en urée et eau a lieu dans la section de synthèse.

La réaction résulte d'un équilibre chimique ; une partie de l'ammoniac et du dioxyde de carbone n'est pas convertie en urée et eau. Pour cette raison, le mélange réactionnel subit une opération de stripping à l'aide de dioxyde de carbone pour stripper l'ammoniac n'ayant pas réagi.

Les gaz strippés sont introduits dans le condenseur haute pression avec la solution de carbamate provenant du laveur haute pression et avec l'ammoniac frais.

La chaleur libérée par la formation de carbamate dans le condenseur haute pression est récupérée pour produire de la vapeur basse pression.

Ultérieurement, le mélange de gaz et de liquide coule dans le réacteur d'ammoniac dans lequel la réaction de formation principale se déroule.

Le mélange réactionnel liquide quittant le réacteur par débordement est introduit au sommet du stripeur

Les gaz d'exhaure (gaz inertes, NH<sub>3</sub>, CO<sub>2</sub> et H<sub>2</sub>O), séparés du liquide au sommet du réacteur, sont lavés dans le laveur haute pression avec la solution de carbamate provenant de la section de recirculation basse pression. Ainsi, la plupart des gaz sont récupérés et retournés dans le condenseur via un éjecteur haute pression. Les incondensables sont lavés dans un absorbeur basse pression, minimisant ainsi les émissions d'ammoniac.

### **III-4-2 Recirculation et évaporation :**

Un seul étage de recirculation est requis grâce à la faible concentration en ammoniac et dioxyde de carbone dans la solution d'urée strippée

L'ammoniac et le dioxyde de carbone contenus dans la solution d'urée produite par le stripper sont récupérés dans cette étape à basse pression

La solution d'urée quittant la section de recirculation est ensuite concentrée dans la section d'évaporation afin d'atteindre les exigences du procédé de granulation.

L'évaporation sous vide permet de minimiser la formation de biuret. Un réservoir de stockage de la solution d'urée est prévu pour collecter la solution pendant les périodes de nettoyage du granulateur.

La totalité des condensats du procédé est collecté dans un réservoir à partir duquel ils sont envoyés vers la section de désorption.

Dans la première colonne de désorption, l'ammoniac et le dioxyde de carbone sont extraits des condensats procédés, qui sont ensuite pompés vers la colonne d'hydrolyse où l'urée résiduelle est dissociée.

L'ammoniac et le dioxyde de carbone libérés sont désorbés par vapeur dans une deuxième colonne de désorption. Le gaz sortant du sommet de la première colonne de désorption alimente le condenseur à reflux où les vapeurs de NH<sub>3</sub>, CO<sub>2</sub> et H<sub>2</sub>O sont condensées, et la majorité est ensuite pompée vers le condenseur de carbamate basse pression.

Le restant est retourné vers la première colonne de désorption.

L'eau procédé quittant la deuxième colonne de désorption atteint les exigences de qualité environnementale les plus strictes, permettant à cette eau usée d'être utilisée comme eau de refroidissement ou d'alimentation chaudière. Ainsi ce procédé de production d'urée ne génère pas d'effluents liquides

Etape de granulation

Après addition de formaldéhyde favorisant la granulation, la solution d'urée (96%) est envoyée à travers les buses d'injection, où elle est finement atomisée vers le haut dans un lit de particules en mouvement. L'atomisation est assistée par air. La granulation est réalisée par croissance, c'est-à-dire que les granulés sont formés par solidification de l'urée déposée sur les particules d'ensemencement.

L'air de fluidisation, délivré par un ventilateur sous une plaque perforée, est distribué sous la couche de produit pour créer un lit fluidisé. L'air est extrait au sommet du granulateur.

Les granulés d'urée se déversent à un flux contrôlé depuis le granulateur vers un refroidisseur. Après refroidissement, les granulés sont élevés vers la section de criblage à l'aide d'un élévateur à godets.

La fraction de fines est recyclée directement dans le granulateur alors que les particules les plus grosses sont broyées puis envoyées dans le granulateur comme particules d'ensemencement.

Le produit sélectionné est stocké après un dernier refroidissement.

Le refroidissement de l'urée à une température de stockage constante et suffisamment basse est un paramètre clef pour éviter une prise en masse.

L'air provenant du granulateur et des refroidisseurs contient des poussières d'urée, facilement récupérables dans des équipements standards de lavage. Une efficacité de plus de

99,5% est facilement obtenue grâce à des laveurs industriels éprouvés. Ainsi des concentrations d'émission de moins de 0,1 kg par tonne d'urée produite peuvent être atteintes.

### **III-4-3 Stockage et expédition :**

Les granulés sont stockés sur le site de production dans un hangar d'une capacité de 100 000 tonnes. Ils sont transférés par camion de vers l'ancien port d'Arzew dans un hangar d'une capacité de 25 000 tonnes. La production de 3 500 tonnes/jour représente environ un trafic de 136 camions de 25 tonnes par jour.

# Chapitre VI

**Etude du laveur**

## VI- Etude du laveur HP 022E003 :

### VI-1 Problématique

Eviter la formation d'un mélange HYDROGENE/OXYGENE Explosive dans la phase gazeuse du laveur HP

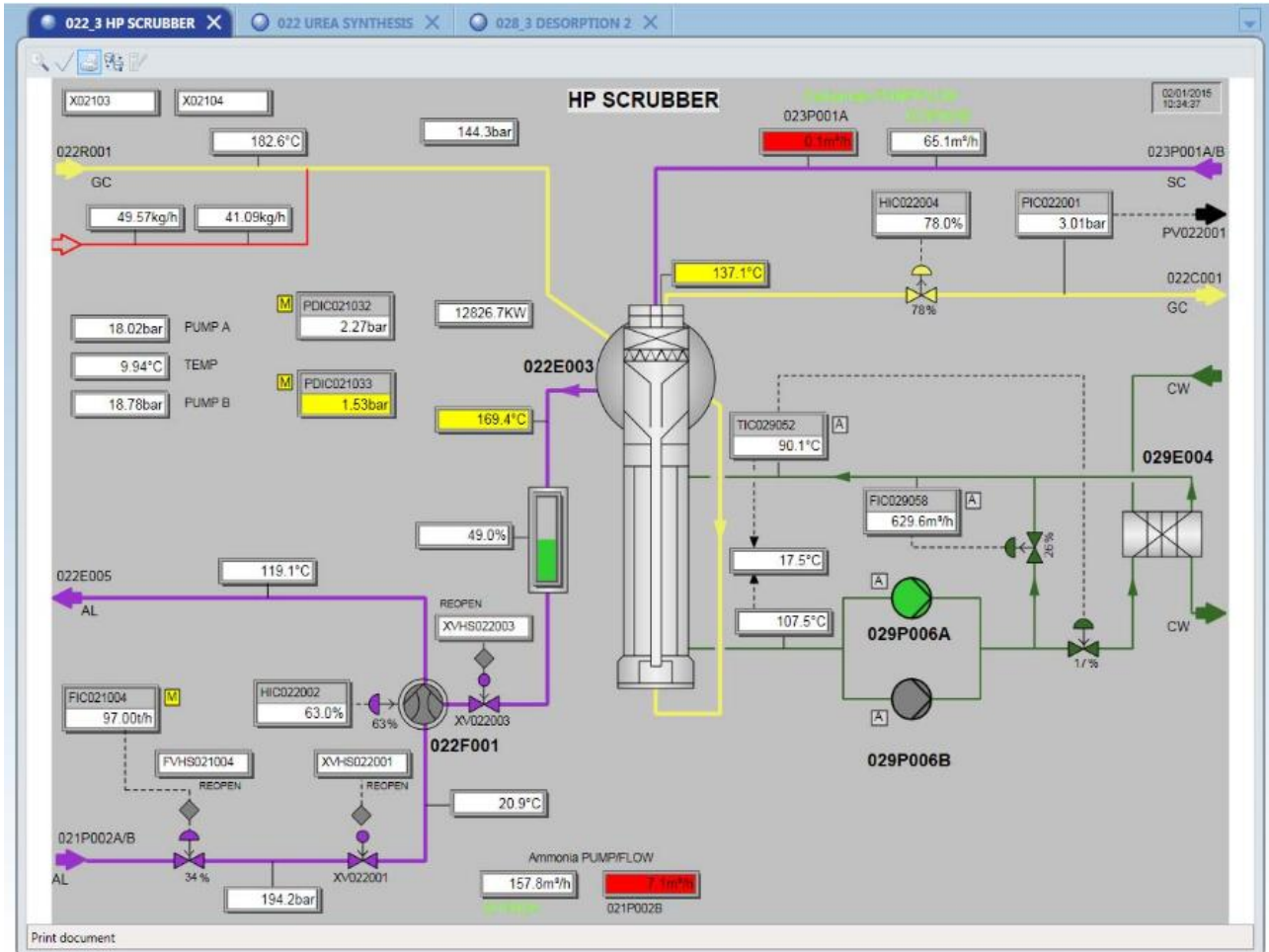


FIG 07 : Diagramme bloc du procédé de production d'ammoniac

### VI-2 Introduction

Le flux gazeux provenant du réacteur de synthèse est acheminé vers le laveur afin de récupérer le Maximum des gaz par l'absorption de carbamate et réintroduire dans la boucle de synthèse, ce qui va diminuer les émissions gazeuses dans l'atmosphère.

### VI-3 Description du fonctionnement du laveur HP 022E003

Le laveur HP est un échangeur thermique à calandre vertical, dans lequel du gaz et du liquide montent à co-courant dans les tubes de bas en haut. Le gaz d'échappement du réacteur est extrait de l'ammoniac et du dioxyde de carbone dans le laveur HP, au moyen du carbamate recyclé issu de l'étage de recirculation basse pression.

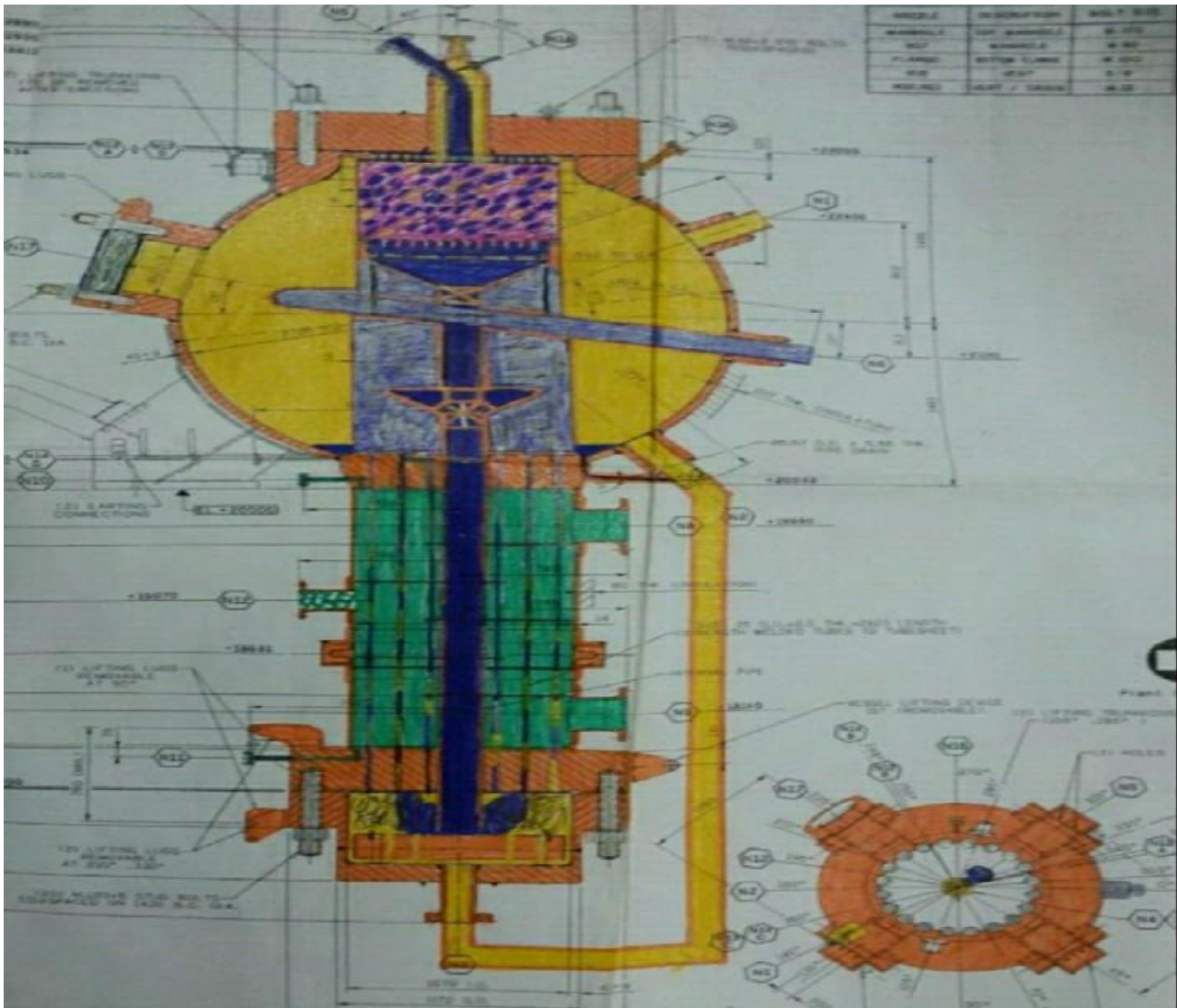
Les exigences en termes de concentration minimale des réactifs dans l'évent requièrent l'utilisation d'un laveur de type contre-courant. Toutefois, pour contrebalancer la hausse de température du carbamate provoquée par le caractère fortement exothermique de l'absorption d'ammoniac et de dioxyde de carbone, Stamicarbon a conçu un laveur de type co-courant, qui concilie les deux aspects. La majeure partie des gaz est absorbée dans le carbamate dans un absorbeur co-courant. La chaleur de l'absorption est éliminée par de l'eau de refroidissement conditionnée.

Le gaz d'échappement du réacteur, ainsi qu'une grande quantité de réactifs en ayant été enlevée, est maintenant lavé dans un lit à garnissage par un écoulement de carbamate à contre-courant, provenant de la section de recirculation BP. En raison des circonstances de la recirculation BP, de la basse pression et de la faible température, ce carbamate est saturé. Les circonstances du laveur HP sont une pression et une température élevées, conférant une capacité d'absorption supérieure à la solution de carbamate. En raison de cette capacité d'absorption supérieure, la solution de carbamate peut toujours absorber les réactifs présents dans le gaz d'échappement du réacteur.

Lorsque la synthèse agit conformément au bilan massique spécifié, le carbamate liquide quittant le laveur HP est juste du côté riche en dioxyde de carbone de l'azéotrope. Dans ce cas, une légère hausse accidentelle du rapport N/C dans les flux se dirigeant vers le laveur HP a, de ce fait, une influence favorable sur le fonctionnement du laveur. Une hausse plus importante du rapport N/C entraîne un « dépassement de la marque », de telle sorte que le carbamate n'a plus la composition azéotrope, ce qui entraîne une baisse de l'efficacité du laveur HP.

Si une fuite d'hydrogène se produit dans le convertisseur H<sub>2</sub>, la concentration d'hydrogène dans la phase gazeuse du laveur HP peut augmenter jusqu'au point où le mélange gazeux devient explosif. De plus, l'ammoniac et l'oxygène peuvent former des mélanges explosifs. Toutefois, l'énergie d'inflammation des mélanges ammoniac / oxygène est largement supérieure à celle des mélanges hydrogène / oxygène.

Afin de minimiser les conséquences d'une potentielle explosion, le lit à garnissage dans le laveur HP est fourni avec un disque de rupture, et il est implanté dans une sphère. Le gaz d'échappement du réacteur passe à travers cette sphère avant de se diriger vers la partie laveur ; ainsi, en cas d'explosion, il peut agir comme agent d'extinction. L'espace tampon est tel que, en cas d'explosion, l'équipement ne sera pas endommagé.



*FIG 08: le laveuse de synthèse.*

## VI-4 L'extraction de l'hydrogène

Avec le dioxyde de carbone provenant de l'installation, des quantités relativement faibles de gaz, qui sont inertes par rapport à la formation d'urée, sont introduites dans le procédé.

Ces gaz sont :

- Hydrogène
- Azote
- Méthane
- Monoxyde de carbone et
- Gaz nobles

Ces gaz qui acheminent vers le laveuse HP en particulier l'hydrogène, va présenter un risque d'explosion. Pour l'élimination de l'hydrogène, stamicarbon a installé un réacteur catalytique à base de platine au niveau du compresseur du CO<sub>2</sub>.

Le catalyseur peut être empoisonné par des composés contenant du soufre (par exemple H<sub>2</sub>S, COS) ; le soufre est connu comme un poison ajouté à du monoxyde de carbone (d'autres poisons pour le catalyseur sont moins pertinents dans ce procédé : mercure, métaux lourds, composés chlorés, huile, hydrocarbures non saturés, vapeurs de certains solvants organiques...). Un niveau de soufre inférieur à 5 ppm sous forme de H<sub>2</sub>S est considéré ne pas avoir d'influence sur les performances du catalyseur. Un niveau d'huile inférieur à 10 mg/Nm<sup>3</sup> peut être toléré à long terme (pas d'arrêt immédiat requis, toutefois la source doit être éliminée aussi vite que possible). Le catalyseur peut également être détruit mécaniquement si la couche n'est pas fixe et qu'elle peut se déplacer à l'intérieur du réacteur. Cela provoque l'attrition du catalyseur. (Des condensats blanchâtres commençant à provenir du séparateur de condensats peuvent être une indication de cela). Le catalyseur devient uniquement actif à des températures plus élevées. Si des traces de S (1 ppm) sont présentes, l'hydrogène n'est pas converti avant que la température ait atteint une valeur d'environ 220 °C.

Le monoxyde de carbone augmente également la température d'activation du catalyseur. Avec des quantités de monoxyde de carbone atteignant 400 ppm en poids, cette température est d'environ 50 °C ; avec 1000 ppm en poids de monoxyde de carbone, elle a déjà atteint une valeur de 150 °C. La chaleur de la réaction d'oxydation de l'hydrogène fait monter la température du dioxyde de carbone (la hausse de température est d'environ 50 °C pour chaque pour cent d'hydrogène).

## **VI-5 Les facteurs qui peuvent mener à l'apparition du phénomène d'explosion dans le laveur HP**

Dans les conditions normales, le mélange gazeux se situe hors la zone d'explosion cependant, il existe certain écart d'où la composition du mélange gazeux peut être dans la plage explosive qui sont indiqué dans le diagramme triangulaire.

Cette situation se produit lorsque la teneur en ammoniac dans le laveur se diminue dans le mélange gazeux qui peut être envisagé dans les cas suivants :

- a- Excès de condensation et d'absorption dans le laveur : le taux de condensation et de l'absorption dépend de la température ; si la température est faible ; l'absorption de gaz d'ammoniac dans le carbamate recyclée est fortement promu et la composition de mélange gazeux peu approcher de la limite d'inflammabilité.
- b- Pendant le démarrage la composition de mélange varie à chaque instant jusqu'à ce que les paramètres de fonctionnement sont normaux.

- c- L'hors de l'arrêt du réacteur qui soutient le mélange gazeux de H<sub>2</sub>, O<sub>2</sub> et les gaz inertes qui sont s'accumuler dans la partie supérieure de laveur. Lorsque la section de synthèse est rincée avec de l'eau qui absorbe l'NH<sub>3</sub>, ce mélange gazeux approche de la plage d'inflammation.

## VI-6 Les recommandations pris par le constructeur

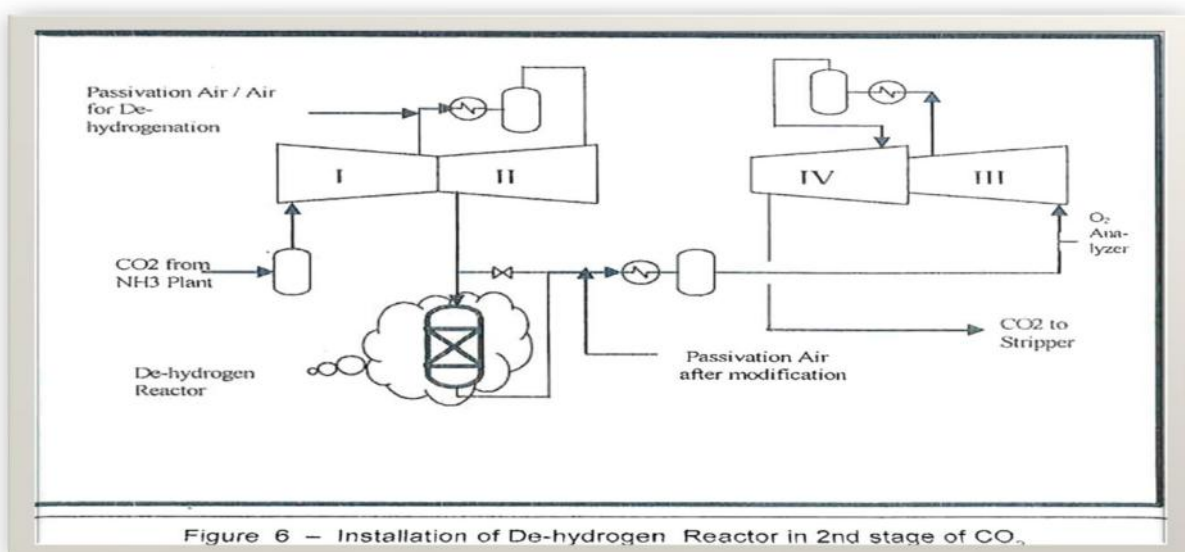
- 1- Maintenir la température dans la partie supérieure de laveur supérieure à 145°C (température de design 170°C).
- 2- Pour éliminer la possibilité de la condensation locale il est nécessaire de garder la partie supérieure de laveur chargée de vapeur.
- 3- lors de démarrage, l'azote est ajouté avec l'alimentation en CO<sub>2</sub> pour la dilution du gaz dans le laveur.

## VI-7 Le réacteur de déshydrogénation

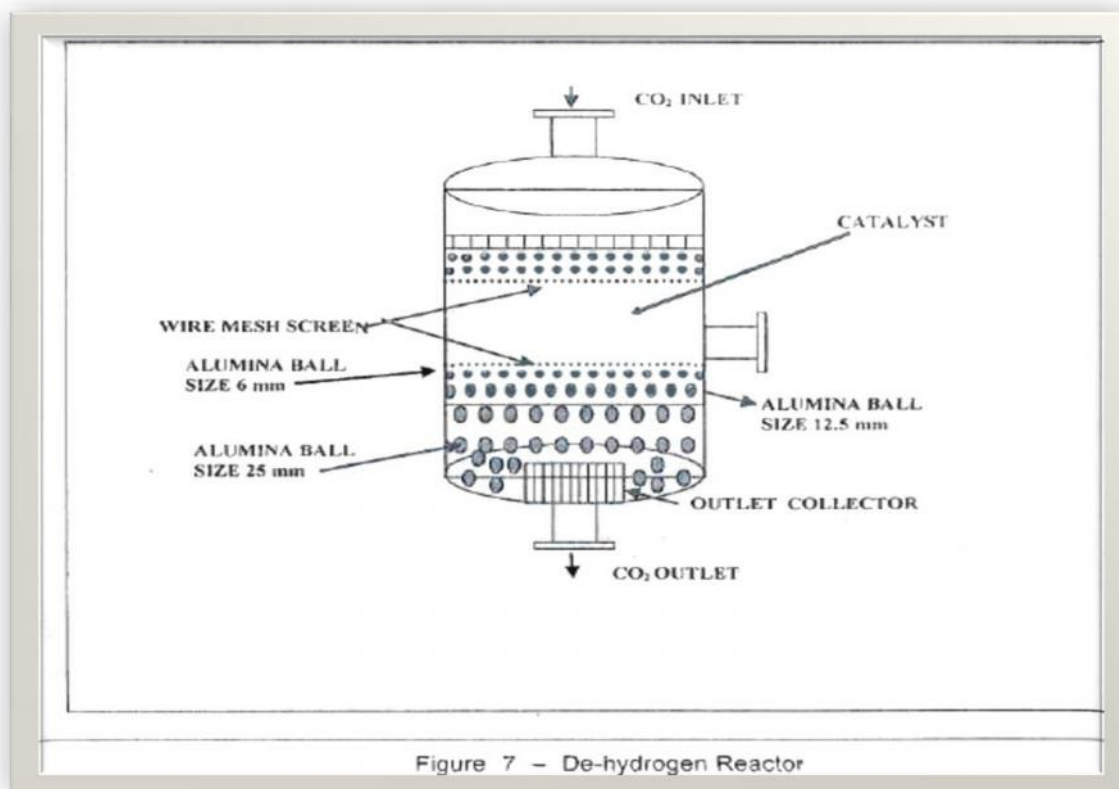
Les contrôles de fonctionnement stricte sont adoptés pour éviter un mélange explosif ; le réacteur de déshydrogénation requis d'oxygène pour la combustion de H<sub>2</sub> qui est alimenté par l'alimentation en air supplémentaire dans le CO<sub>2</sub> de nombreuses option ont été envisages pour localiser le réacteur de déshydrogénation dans le 2 eme étage au niveau du compresseur de CO<sub>2</sub> qui été choisi pour être l'endroit le plus optimale :

-Même température et pression qui sont convenable au fonctionnement de réacteur.

-Au niveau de 2 ème étage la température est de 176°C d'où l'eau qui est nuisible pour le catalyseur est déjà éliminée



**FIG 09: l'installation du réacteur à l'hydrogène dans le 2 ème étage du Compresseur du CO<sub>2</sub>.**



*FIG 10: le réacteur catalytique de déshydrogénation au platine*

## VI-8 Le fonctionnement du catalyseur à l'hydrogène

L'une des réactions les plus recherchées de la chimie inorganique, de recombinaison de l'hydrogène et de l'oxygène sur la surface d'un catalyseur, reste encore mystérieuse. Pour la plupart du temps depuis la seconde moitié du 18<sup>ème</sup> siècle, quand Antoine Laurent de Lavoisier et Henry Cavendish ont d'abord observé la formation de l'eau, cette réaction a été un objet de recherche purement académique. Seulement au cours des 30 dernières années à hydrogène-oxygène recombinaison a reçu un grand intérêt pratique en raison, d'une part, l'intérêt croissant pour l'hydrogène comme carburant potentiel «écologique», et, d'autre part, l'extrême danger qu'elle présente.

Parmi les moyens d'éviter les explosions destructrices en supprimant l'hydrogène à partir de divers espaces clos (par exemple, l'industrie des fertilisants) normal et le procédé catalytique pour l'élimination de l'hydrogène a été largement grâce à la simplicité et la fiabilité des dispositifs basés sur l'applique.

Les métaux de platine dispersés sur un support poreux, par exemple  $\text{-Al}_2\text{O}_3$ , sont utilisés comme catalyseurs pour l'élimination de petites quantités d'hydrogène à partir de l'air, où l'excès d'oxygène est importante.

La réaction de recombinaison de  $\text{H}_2$  et  $\text{O}_2$  sur le produit de platine lisse à un rythme élevé

que dans le gaz se mélange avec un excès d'hydrogène. Lorsque la concentration en oxygène est supérieure à celle de l'hydrogène, en termes de rapport stœchiométrique, le processus se ralentit brusquement et arrête complètement par la suite.

Dans la recherche menée à l'Institut Karpov de chimie physique (Moscou) il y a quarante ans, le mécanisme électrochimique de réactions rouge bœuf a été proposé comme explication pour cette inhibition par excès d'oxygène. Les résultats de l'analyse ellipso métrique soulignent la formation d'une monocouche de molécules de protection PtO sur la surface Pt dans une atmosphère riche en oxygène. On a observé que la réaction de recombinaison se déroule à une vitesse élevée avec l'utilisation d'un catalyseur poreux à toutes les concentrations de gaz réactifs. La raison de cela réside dans le mécanisme de la catalyse: la réaction se déroule à une certaine profondeur dans le corps poreux du catalyseur. L'hydrogène, qui a une plus grande mobilité, pénètre en plus grande quantité que l'oxygène, créant ainsi il l'excès stœchiométrique.

### **Caractéristique du réacteur d'extraction d'hydrogène**

Le réacteur d'extraction est conçu pour éviter un éventuel risque d'explosion au niveau du laveur, il permet de brûler tous l'hydrogène par l'ajout de l'air au amant du compresseur du dioxyde de carbone

Le réacteur 020R001 est installé au niveau du 2ème étage du compresseur, est désigné à réduire l'hydrogène H<sub>2</sub> de 0.2 vol% (volumique) au 10ppm (max).

L'air est ajouté au dioxyde de carbone afin de protéger l'équipement de la corrosion, par l'action de l'oxygène qu'il contient. tous ces gaz se condensent à peine ou pas du tout dans le procédé; ils quitteront donc la boucle de synthèse, avec l'ammoniac et le dioxyde de carbone non condensés, par le biais de la conduite des gaz d'échappement du réacteur. dans le laveur HP, la majeure partie de l'ammoniac et du dioxyde de carbone est éliminé du mélange gazeux; ainsi, les concentrations d'azote, d'oxygène, d'hydrogène, etc. Augmenteront brutalement. Par conséquent, un mélange explosif d'hydrogène et d'oxygène peut se former, et une éventuelle inflammation de ce mélange peut provoquer l'inflammation de l'ammoniac encore présent comme le cas d'explosion dans les complexe fertilisant de Flixborough, UK en 1974 et de Bhopal en INDE 1984.

# Chapitre V

**Calcul des zones d'explosivité**

## V- Détermination des zones d'explosions

### V-1 Représentation de la méthode du calcul

#### 1- Calcul de la masse moléculaire moyenne

$$\frac{1}{M} = \sum_{i=1}^n \frac{X_i}{M_i} = Mm = \frac{1}{\frac{CO_2}{44} + \frac{NH_3}{17} + \frac{H_2O}{18} + \frac{N_2}{14} + \frac{O_2}{32} + \frac{H_2}{2} + \frac{CH_4}{16}}$$

#### 2- Calcul $v_i$ à partir de $x_i$

$$v_i = X_i \frac{Mm}{M_i}$$

#### 3- Exemple de calcul

$$V_{O_2} = \frac{0.59 \times 23.017}{32} = 0.424$$

#### 4- Système de limite d'explosion $NH_3-N_2-H_2-Air (N_2+O_2)$

#### 5- Un échantillon de gaz présente les analyses suivantes

- 10.6 vol.%  $O_2$
- 77.9 vol.%  $N_2$

#### 6- Le rapport Air/ $N_2$ sera le suivant

$$10.6 + 10.6 \times \frac{79}{21} = 50.47 \text{ Mol air}$$
$$77.9 + 77.9 \times \frac{79}{21} = 370.95 \text{ Mol } N_2$$

#### 7- Le rapport $O_2/N_2$

$$O_2 = \frac{50.47}{50.47 + 370.95} = 11.97 \cong 12$$

$$N_2 = 100 - 12 = 88$$

### 8- Calcul du rapport $H_2/H_2+NH_3$

$$\frac{H_2}{H_2 + NH_3}$$

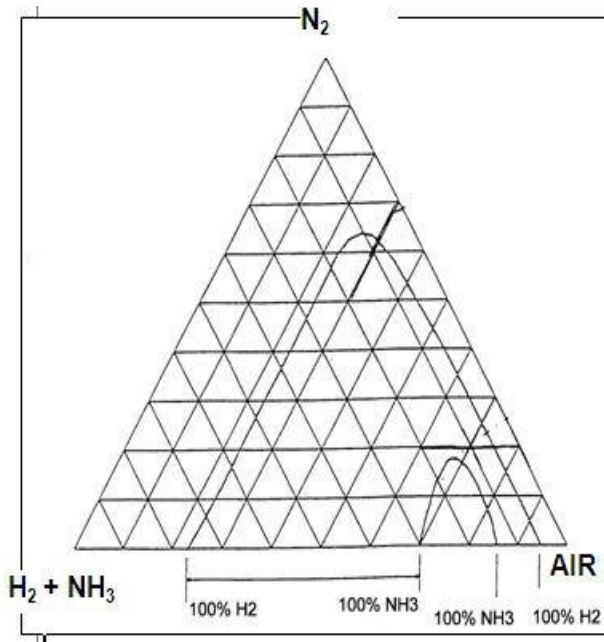
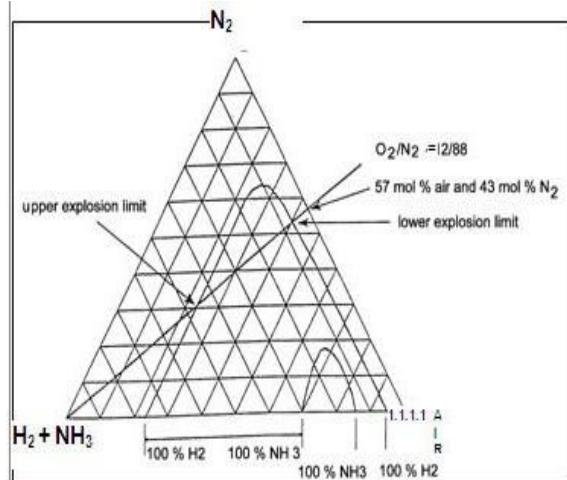


FIG 11: Limites d'explosion pour  $H_2$  et  $NH_3$



Upper explosion limit  
 $O_2/N_2 =$   
 57 mol % air and 43 mol %  $N_2$   
 Lower explosion limit

Limite d'explosion supérieure  
 $O_2/N_2 =$   
 57 mol % air et 43 mol %  $N_2$   
 Limite d'explosion inférieure

FIG 12: Limites d'explosion pour  $H_2$ ,  $O_2/N_2 = 12/88$

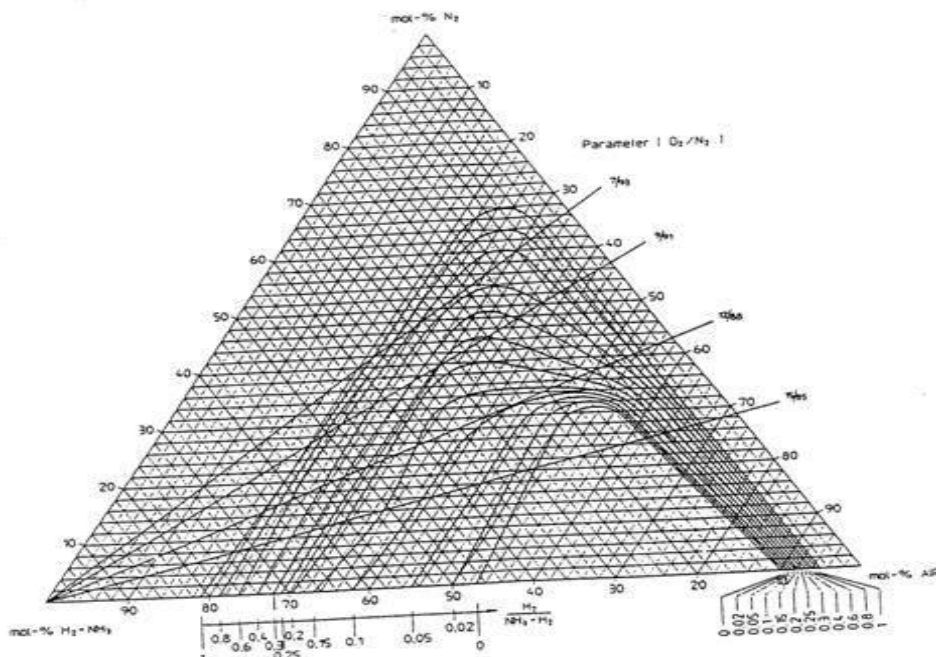


FIG 11: Limites d'explosion du mélange de  $NH_3$ - $H_2$ - $N_2$  dans l'air

Pression de 175 bars et température de 150 °C

## V-2 Les résultats obtenus :

### V-2-1 Compresseur avec réacteur catalytique d'hydrogène :

Constituants	Fraction massique%	Fraction volumique%
CO <sub>2</sub>	42.74	22.35
NH <sub>3</sub>	49.28	66.722
H <sub>2</sub> O	4.37	5.588
N <sub>2</sub>	2.8	4.603
O <sub>2</sub>	0.59	0.424
H <sub>2</sub>	65ppm	0.000748
CH <sub>4</sub>	0.21	0.302
Totale	99.99	99.989

Tableau V.1 : la composition du courant gazeux entrant le laveur HP.

a- Calcul de la masse moléculaire moyenne

$$M_m = 23.017$$

b- Calcul du rapport Air/N<sub>2</sub>

$$2.020 \text{ mol d air}$$

$$21.919 \text{ mol N}_2$$

c- Le rapport O<sub>2</sub>/N<sub>2</sub>

$$O_2 = 8.44$$

$$N_2 = 91.56$$

d- Le mélange est constitué de

$$X_{O_2} = 40.2\% \text{ mol}$$

$$X_{N_2} = 59.8\% \text{ mol}$$

e- Le rapport H2/H2+NH3

$$\frac{H_2}{H_2 + NH_3} = \frac{0.000748}{0.000748 + 66.722} = 0.001121\%$$

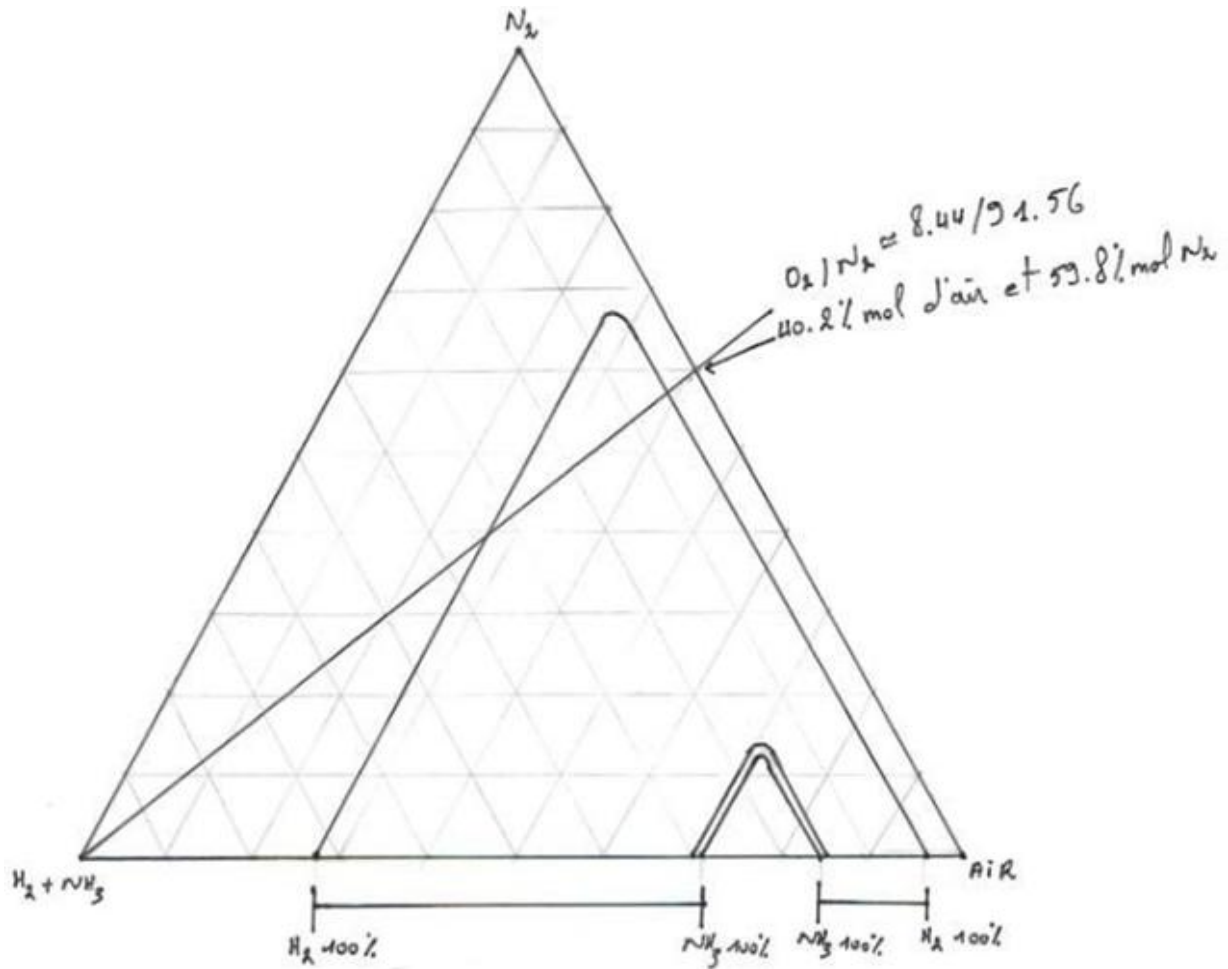


FIG 12: Limites d'explosion du mélange de NH3-H2-N2 dans l'air en présence du réacteur de déshydrogénation

## V-2-2 Compresseur de CO2 sans réacteur catalytique d'hydrogène :

<b>Constituants</b>	<b>Fraction massique%</b>	<b>Fraction volumique%</b>
<b>CO2</b>	42.74	21.9
<b>NH3</b>	49	64.97
<b>H2O</b>	3.9	4.885
<b>N2</b>	2.8	4.51
<b>O2</b>	1.6	1.1255
<b>H2</b>	0.2	2.255
<b>CH4</b>	0.21	0.29
<b>Totale</b>	100.45	99.9355

**Tableau VI.2 : la composition du courant gazeux entrant le laveur HP.**

a- Calcul de la masse moléculaire moyenne

$$M_m = 22.55$$

b- Calcul du rapport Air/N<sub>2</sub>

$$5.369 \text{ mol d air}$$

$$21.4761 \text{ mol N}_2$$

c- Le rapport O<sub>2</sub>/N<sub>2</sub>

$$O_2 = 19.8 \quad 20\%$$

$$N_2 = 79.9 \quad 80\%$$

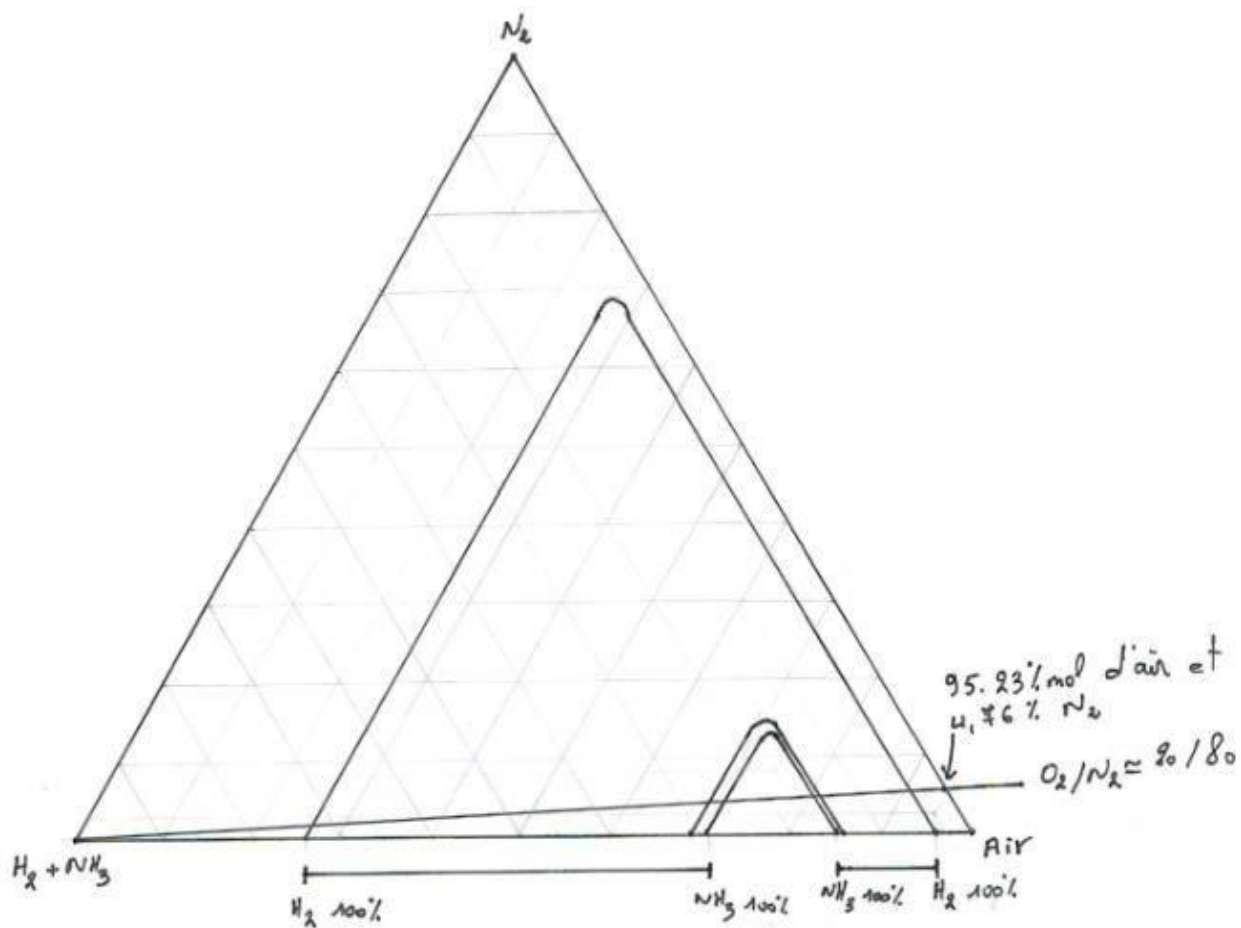
d- Le mélange est constitué de

$$X_{O_2} = 95.23\% \text{ mol}$$

$$X_{N_2} = 4.7619\% \text{ mol}$$

e- Le rapport H<sub>2</sub>/H<sub>2</sub>+NH<sub>3</sub>

$$\frac{H_2}{H_2 + NH_3} = \frac{2.255}{2.225 + 64.97} = 3.34\%$$



**FIG 13: Limites d'explosion du mélange de  $\text{NH}_3\text{-H}_2\text{-N}_2$  dans l'air en absence du réacteur de Déshydrogénation**

## **V-3 Interprétation**

### **V-3-1 Compresseur avec réacteur catalytique d'hydrogène**

Le rapport O<sub>2</sub>/N<sub>2</sub> ne forme pas une intersection avec le rapport H<sub>2</sub>/H<sub>2</sub>+NH<sub>3</sub> ; donc il n'y a pas de formation d'une zone d'explosion, d'où l'explosion est loin d'être réalisée, ce qui est expliqué par l'efficacité du catalyseur.

### **V-3-2 Compresseur sans réacteur catalytique d'hydrogène**

Le rapport O<sub>2</sub>/N<sub>2</sub> (20/80) forme une intersection avec le rapport H<sub>2</sub>/H<sub>2</sub>+NH<sub>3</sub> avec une plage d'explosion plus grande par rapport au rapport O<sub>2</sub>/N<sub>2</sub> (18.5/81.5) d'où la formation d'une zone d'explosion est bien présente.

La formation de cette zone nécessite de vérifier la position du mélange gazeux dans le diagramme ternaire par rapport à la zone d'explosion ce qui représente un risque d'explosion d'équipement et le risque d'atteindre le point auto inflammation du rapport NH<sub>3</sub>/H<sub>2</sub> qui est plus dangereux que H<sub>2</sub>/O<sub>2</sub>. Ce qu'il oblige de faire un contrôle pour la détection de l'anomalie au niveau de l'unité de décarbonatation (l'entraînement de H<sub>2</sub> par les mousses qui ont formés par l'ajout de MDEA)

## Conclusion

Le laveur HP est un équipement qui joue un rôle important dans la boucle de synthèse qui sert à récupérer le maximum des gaz non convertis, ce qui va augmenter le rapport stoechiométrique des réactifs de 2/1 jusqu'à 3/1 .

A certaines concentrations, les gaz peuvent former un mélange explosif pour éviter ce dernier, ils ont installé le réacteur catalytique d'hydrogène.

De plus Stamicarbon a adopté un désigne adapté à ce phénomène :

- Un disque de rupture: (en cas d'explosion, il se détruit afin de protéger l'équipement en limitant la propagation du choc).
- La sphère : qui sert à renfermer l'explosion grâce à sa géométrie.

On ajoute que malgré l'étude qui montre l'efficacité et l'obligation du réacteur de l'élimination d'hydrogène reste toujours pas une solution définitive à ce fameux phénomène qui peut être présent malgré tout ces dispositifs, donc une étude approfondie de la partie de processus la zone 105 d'carbonatation pour éviter le risque d'une quantité importante d'hydrogène qui perturbe le processus de l'urée et évite finalement un dégât humain et matériels.

## Références bibliographiques

- [1] Manuel opératoire de production d'urée doc.so-ud-m804.00003 engineering Uhde.
- [2] Manuel opératoire de system air comprimé doc.so-ud-m800.00025 engineering Uhde.
- [3] Manuel opératoire de system de vapeur doc.so-ud-m800.00024 engineering uhde.
- [4] Manuel opératoire du procédé d'ammoniaque doc.so-ud-m800.00013 engineering Uhde
- [5] Manuel opératoire unité de déminéralisation doc.so.ud.m800.00030 engineering Uhde
- [6] Manufacture of urea bachelor of technology in chemical engineering by kumar bhaskar & pratap chandra das
- [7] Manuel d'utilisation de système d'extinction d'incendie doc.so-ud-m800.00033 engineering Uhde
- [8] Manuel opératoire de système de douche de sécurité doc.so-ud-m804.00009 engineering Uhde, dessalement eau de mer, technique d'ingénieur doc j 2700-11
- [9] T S.A.technique d'ingénieur urée par jean-paul mazaud chef du service procédés sofresid.
- [10] Urea and urea solution (storage,handhing and dilution)terra .
- [11] Urea6 (urea plant).
- [12] Bertin technologies ref:05187-100de001-c.
- [13] Evolve™ urea reactor-stamicarbon [www.stamicarbon.com](http://www.stamicarbon.com).
- [14] Launch melt tm pool reactor design-stamicarbon [www.stamicarbon.com](http://www.stamicarbon.com) [15] Perry r h. chemical engineers handbook,6th-edition. new york: mcgraw hill book co,1984:tableau [2-194 ,page 203,204,206].
- [16] How to know urea [www.ureaknowhow.com](http://www.ureaknowhow.com)
- [17] Engineering toolbox [www.engineeringtoolbox.com](http://www.engineeringtoolbox.com)
- [18] Indian journal of fertilizers vol 2 (9), december 2006, pp 41-44(4 pages).
- [19] Catalysts for hydrogen removal: kinetic paradox and functioning at high concentration of hydrogen