



الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية
People's Democratic republic of Algeria
وزارة التعليم العالي و البحث العلمي
Ministry of Higher Education and Scientific Research
جامعة عبد الحميد بن باديس مستغانم
Abdelhamid Ibn Badis University – Mostaganem
كلية العلوم و التكنولوجيا
Faculty of Sciences and Technology
قسم هندسة الطرائق
Department of Process Engineering



Department of Process Engineering

قسم هندسة الطرائق

The Date

Ref :...../U.M/F.S.T/2023

التاريخ :

2023//ع.ت/م.ك.ع.ت / ج .م / ك.ع.ت//2023

MEMOIRE DE FIN D'ETUDES
DEMASTER ACADEMIQUE

Filière : Génie des procédés

Option : Génie des procédés des matériaux

Thème

Protection du catalyseur de la conversion de CO à haute
température au niveau du complexe SORFERT

Présenté par

1-Melle HAMADOUCHE Nour el houda

2-Melle HAMMA Djamila

Soutenu le 26 / 09 / 2023 devant le jury composé de :

Présidente :BENDENIA souhila		Pr	Université de Mostaganem
Examinatrice :DIB hanaa		MCB	Université de Mostaganem
Rapporteur :	FEDDAL imene	MCA	Université de Mostaganem

Année universitaire : 2022-2023

Remerciements

Nous remercions le bon « Dieu » qui nous a aidés et nous a donné patience et courage durant ces années académiques.

Nous adressons nos remerciements à nos chers parents, familles et toutes les personnes qui ont contribué à la réalisation de ce travail.

Nous tenons à exprimer notre gratitude à Mme FEDDAL IMENE que nous ne remercierons jamais assez pour avoir facilité notre intégration, pour nous avoir supervisé, guidé et guidé et notre superviseur à SORFERT Mr. YACINE qui a consacré tout son temps et ses efforts jusqu'au bout.

Nous remercions les membres du jury qui ont accepté de juger ce travail.

Ce mémoire a été rendu possible grâce au concours de plusieurs personnes à qui nous tenons à exprimer notre gratitude ; à Monsieur Mr. HICHAM et Mr. BEN ALI, et un grand merci à Mr. DERROUCHE MOHAMED pour nous avoir accueillis et répondu à nos besoins tout au long du cours à SORFERT.

Nous tenons à exprimer nos sincères remerciements à tous les professeurs qui nous ont enseigné et qui nous ont soutenus par leurs compétences dans la poursuite de nos études. Enfin, nous tenons à exprimer notre gratitude aux amis et collègues qui nous ont apporté leur soutien moral et intellectuel tout au long de ce processus.

Dédicace

*Avec tous mes sentiments de respect, avec l'expérience de ma reconnaissance,
je dédie ma remise de diplôme et ma joie ;*

*A mon paradis, ma lune et le fil d'espoir qui allume mon chemin, ma moitié
maman.*

*A celui qui ma fait une femme, ma source de vie, à mon support qui était
toujours à mes cotes pour me soutenir et m'encourage, à mon prince papa.*

*A la source de ma joie et mon bonheur, d'amour et d'affection ; à ma grand
mère.*

A mon frère YACINE pour l'amour qu'il me réserve.

*A mon adorable petite sœur IMENE qui sait toujours comment procurer de la
joie pour toute la famille.*

*A ceux qui ont partagé avec moi les difficultés de l'apprentissage et la joie de
l'obtention du diplôme, ma cousine et ma sœur aînée, HASSOUN.*

*Sans oublier mon binôme DJAMILA pour son soutien moral, sa patience et sa
compréhension tout au long de ce projet.*

A toute ma famille HAMADOUCHE et CHAHED sans exception.

H. NOUR EL HOUDA

Dédicace

Je dédie cet ouvrage à celle que le Seigneur a fait le paradis sous ses pieds,

*A ma mère (رحمها الله) au propriétaire de la biographie parfumée, car elle a
été le premier crédit pour mes études supérieures,*

*Mon père bien-aimé, et pour celui qui a eu un grand mérite d'avoir encouragé
et motivé mon fiancé, que Dieu le récompense du bien pour son soutien,*

Ainsi que ma chère cousine Fatima Pour son amour et ses sacrifices.

*Et ceux qui se distinguaient par leur sincérité, et ceux qui les accompagnaient
sur les chemins heureux et tristes de la vie étaient mes frères Hamza et Abdul
Ghani et mon cousin Abdul Rahman de mon ami et compagnon de voyage
Hamadouche Nour al-Huda. Ma grand-mère et mon grand-père sont la
source de mon plus grand bonheur, et au final je dédie ce mémoire à la
famille Hama et à la famille GABABIE sans exception.*

H. Djamila

Liste des abréviations

GN : Gaz Naturel

RTO : Réseau de Transport Ouest

HTS: High Temperature Pressure

LTS: Low Temperature Pressure

HP: High Pressure

LP: Low Pressure

MP : Medium Pressure

MDEA : Méthyle Di Ethanol Amine

U : échangeur tube en u

K : compresseur

F : filtre ou séparateur

C : colonne

D : ballon " Drum en anglais "

T : turbine

P : pompe

B : four, reforme "203" ou start up heater "208"

H : énergie dégagée ou requise

Liste des Figures	Page
Figure I.1 : complexe de production d'ammoniac et urée.	03
Figure I.2: Vue aérienne du complexe SORFERT	04
Figure I.3: Organigramme de l'usine	05
Figure I.4: les installations de l'usine.	07
Figure I.5: Molécule de l'ammoniac	09
Figure I.6: Molécule de l'urée	10
Figure II.1: reformeur primaire 103B001	18
Figure II.2: séparateur de condensat 205F001	25
Figure III.1: convertisseur HT 204R001	30
Figure III.2: convertisseur LT 204R002	31
Figure III.3: le réacteur de la conversion 204R001	32
Figure III.4: l'échangeur 204E001	34
Figure III.5: le réacteur de la conversion 204R002	36
Figure III.6: l'échangeur 204E002	38
Figure III.7 : Composition de KATALCO 71-5	40
Figure III.8 : Composition de KATALCO 83-3	41
Figure IV : points de rosée en fonction de pression	50

Liste des Tableaux	Page
Tableau I.1 : Composition de gaz naturel	08
Tableau I .2 : propriétés de l'ammoniac	10
Tableau I .3 : propriétés de l'urée	11
Tableau III.1 : spécifications techniques de réacteur 204R001	33
Tableau III .2 : Spécifications techniques de l'échangeur 204 ^E 001	35
Tableau III.3 : spécifications techniques de réacteur 204R002	37
Tableau III.4 : spécifications techniques de l'échangeur 204R002	39
Tableau III.5 : caractéristiques de catalyseur HTS	41
Tableau III.6 : caractéristiques de catalyseur LTS	42
Tableau IV.1 : résultats de l'étude la point de rosée	48
Tableau IV.2 : les points de rosée	50

Sommaire

Introduction générale.....	01
Chapitre I : Présentation du complexe	
I.1.introduction.....	03
I.2.Situation Géographique du Complexe SORFERT	04
I.3.L'organigramme générale du complexe SORFERT	05
I.4. Implantation	06
I.5.Matières premières et produit finis	07
I.5.1. Matières premières	07
I.5.2. Produits finis	09
I.6.Installation.....	11
I.7.conclusion	13
Chapitre II : Description du procédé (unité d'ammoniac)	
II. Unité d'ammoniac.....	15
II.1. Système 000/000 extraction de l'hélium et de mercure	15
II.2. Système 101/201 Compression de Désulfuration du Gaz Naturel	15
II.3. Système102/202 Compression d'air industriel	16
II.4. Système 103/203 reformage	17
II.5. Système 104/204 conversion du monoxyde de carbone	19
II.6. Système 105/205 extraction du dioxyde de carbone	20
II.7. Système 106/206 Méthanisation	21
II.8. Système 107/207Compression du gaz de synthèse	22
II.9. Système 108/208 Synthèse d'ammoniac	22
II.10. Système 109/209 Réfrigération	23
II.11. Système110/210 Récupération d'ammoniac	24
II.12. Système 111/211 Récupération du gaz de purge	24
.....	
II.13. Système 180/280 Décomposeur de condensat	24
II.14. Production et fourniture de vapeur	25
III. Conclusion	27
Chapitre III : Description de l'unité 204	
III.1. Introduction	29
III.2. Description du procédé	29
III.2.1. Conversion catalytique à haute température de CO	29
III.2.2. Conversion catalytique à basse température de CO	30
III.3. Equipements	31
III.3.1. Le réacteur de la conversion 204R001	32
III.3.2. L'échangeur 204E001	33
III.3.3. Le réacteur 204R002	36
III.3.4. L'échangeur 204E002	37
III.4. Le catalyseur	39
III.4.1. KATALCO 71_5	40
III.4.2. KATALCO 83-3	41
III.5. Démarrage de système	42

III.5.1. Réduction du catalyseur de conversion à haute température	42
III.5.2. Réduction du catalyseur de conversion à basse température	43
III.6. Conclusion	45
Chapitre IV : vérification du point de rosée et de son effet sur le catalyseur	46
IV.1. Introduction	47
IV.2. Définition TLV	47
IV.3. Tableaux et résultats	47
IV.4. Discussion.....	50
IV.5. Graphe	50
IV.6. Discussion	51
IV.7. Conclusion	52
Conclusion générale et recommandations	54

Introduction

Générale

Introduction Générale

Aujourd'hui, l'industrie a connu un formidable développement, qui se manifeste dans les technologies inventées, le suivi et le contrôle des processus, ou encore la gestion des usines.

Le Complexe des fertilisants de SORFERT se compose de plusieurs unités composées elles même de Systèmes. Chaque système assure un traitement ou une transformation de procédé spécifique ou les deux à la fois qui seront réalisés par un nombre d'équipements dynamiques et Statiques mentionnés sur les PFD's et reliés par un réseau de Tuyauterie comportant les sécurités nécessaires au bon fonctionnement du processus de production.

L'étude portera sur les différents systèmes de production d'ammoniac ainsi que les systèmes communs et les utilités intégrées en vue de les localiser comme il convient de connaître leur principe de fonctionnement d'une manière générale sans focalisation sur les points de détails qui seront évidemment traités .

Pour qu'une unité de production assure le fonctionnement attendu et la pérennité attendue, il est nécessaire de suivre une politique de maintenance et de suivi, c'est-à-dire que les performances de l'unité sont généralement vérifiées de manière régulière et surtout quotidienne, Manière méthodique.

Le mémoire intitulé " protection du catalyseur de la conversion de CO à haute température au niveau du complexe SORFERT " comprend dans un premier temps une étude bibliographique de l'unité concernée, deuxièmement une vérification des performances de réacteur de l'unité 204 basée sur des tableaux et graphes bien déterminées.

Chapitre I: Présentation du complexe

Introduction

L'ammoniac (NH_3) est l'un des produits de synthèse les plus importants en termes de tonnage produit dans le monde, juste derrière l'acide sulfurique. Environ 87 % de la production d'ammoniac est utilisée pour la fertilisation des sols, de sorte que la consommation d'ammoniac devrait suivre le rythme de la croissance de la population mondiale.

Compte tenu de l'abondance des ressources en gaz naturel, l'Algérie s'est engagée dans la poursuite du développement de ses activités énergétiques industrielles en aval dans le cadre de ce programme d'appui au développement des ressources énergétiques et à la création d'emplois, un certain nombre de projets ont été lancés visant à la réalisation de nouvelles usines pétrochimiques, de grands projets déjà en production l'un est le projet à grande échelle d'ammoniac et d'urée SORFERT.



Figure I.1 : Complexe de production d'ammoniac et urée.

Situation Géographique du Complexe SORFERT

Le Complexe de Production d'Engrais SORFERT a été créé le 10 juin 2007 dans la Zone Industrielle d'Arzew sur une superficie de 33,73 hectares grâce à un partenariat entre ORASCOM Construction et Industries : 51% et SONATRACH : 49%, l'usine fournit 2 milliards mètres cubes de gaz naturel par an. Il comprend des installations modernes, fiables et intégrées pour la production d'ammoniac (capacité nominale 2 x 2200 t/j) et d'urée granulaire (capacité nominale 3450 t/j), ainsi que les services et les installations hors site nécessaires à l'installation. L'installation doit être conçue pour un rythme de fonctionnement de 350 jours par an.



Figure I.2: Vue aérienne du complexe SORFERT

L'organigramme générale du complexe SORFERT

L'organisation joue un rôle primordial dans toutes les activités de la production, elle a pour but de diriger les activités des travailleurs, d'élaborer les vraies améliorations de tous les indices économiques de la production et de la productivité des grands travaux à organiser ainsi que les salaires, prix de revient des produits obtenus des investissements et des approvisionnements.

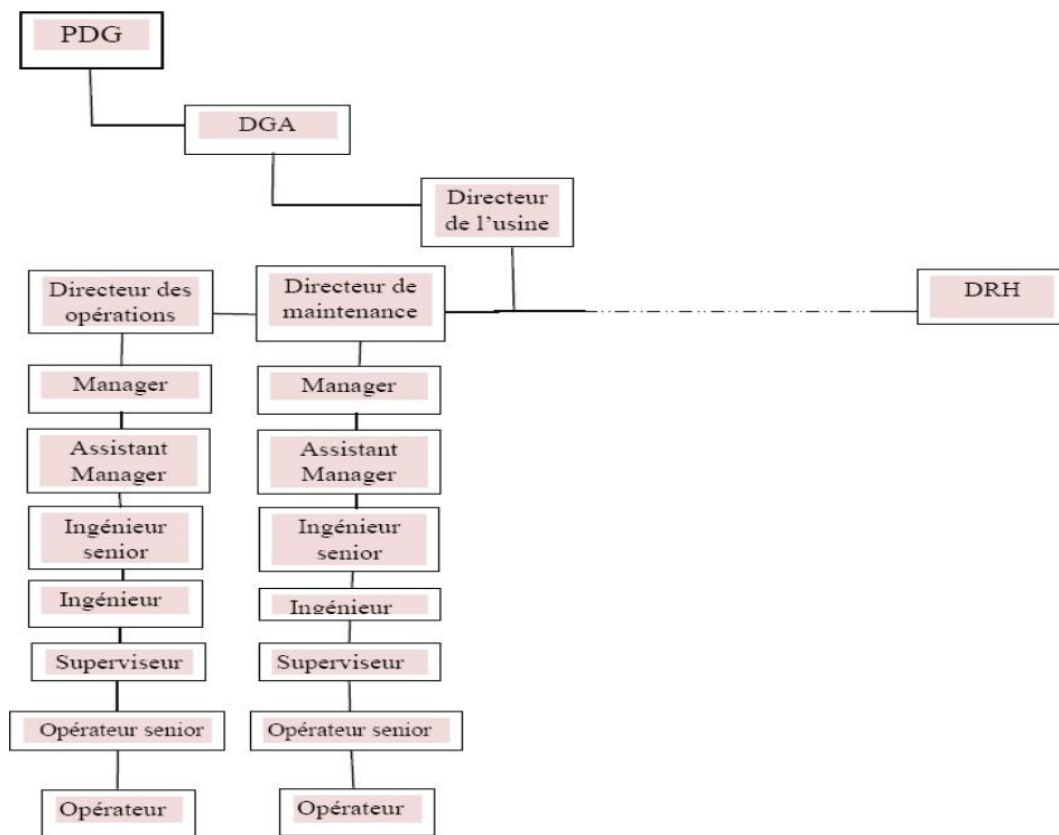


Figure I.3: Organigramme de l'usine

Implantation

Les installations suivantes se trouvent sur le site de l'unité :

- Deux ensembles d'unités de production d'ammoniac d'une capacité de 2200 tonnes/jour chacune
- Unité de production d'urée granulée de 3450 tonnes/jour
- Usines de dessalement,
- Des installations électriques,
- Un réservoir d'eau,
- Un stockage d'urée
- Deux réservoirs d'une capacité de 30 000 tonnes pour stocker l'ammoniac sont situés 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

- La zone de stockage et de chargement ; elle est constituée de :
 - Côte site : Un réservoir d'ammoniac liquide de volume 15 000 m³, Un hangar d'engrais de volume 100 000 m³.
 - Côte port : Deux réservoirs d'ammoniac liquide de volume 30 000 m³ chacun. Une station de pompage d'ammoniac liquide d'une capacité de 1000m³ /h. Un (01) quai d'expédition avec (02) bras déchargement.

- Laboratoire de SORFERT : Le laboratoire fait partie du département technique. Il est constitué de 04 sections d'analyses, pour rôle de contrôler la qualité et des matières premières utilisées et de produits finis du complexe.
 - Section d'analyses des eaux.
 - Section d'analyses des gaz.
 - Section d'analyses Urée.

- Section d'analyses d'ammoniac ; avec un magasin de produits chimiques et pièces de rechanges.

Au niveau du laboratoire, différentes méthodes d'analyse sont utilisées citons : Analyse par chromatographie, par spectrophotométrie...etc.[1]



Figure I.4: les installations de l'usine.

Matières premières et produit finis

Matières premières

Les matières premières nécessaires aux complexes des fertilisants de SORFERT sont :

1. Gaz naturel (hydrogène)

Le gaz naturel est un hydrocarbure gazeux qui contient plusieurs types de gaz, dont le plus important est le méthane. Le gaz naturel utilisé provient de la zone R.T.O et sa composition est montrée dans le tableau I.1.

Tableau I.1 : Composition de gaz naturel

Composition du GN	Pourcentage molaire (% mol)
Eau	0
Hélium	0,18
Azote	5,57
Dioxyde de carbone	0,22
Méthane	83,38
Ethane	7,68
Propane	1,99
i-butane	0,30
n-butane	0,45
i-pentane	0,09
n-pentane	0,10
n-hexane	0,04
Mercure (µg/Nm ³)	50
Soufre (ppm)	<10

- 1. Oxygène :** l'oxygène pur est présent dans l'air, sous forme moléculaire de dioxygène gaz (environ).
- 2. Azote (nitrogène) :** L'azote existe à l'état libre dans l'air, dont il constitue environ 78 % en volume, sous forme de molécules diatomiques (di azote N₂). L'azote est un élément clé dans le procédé.
- 3. Dioxyde de carbone (CO₂) :** Il est produit à partir du procédé à l'ammoniac, et il est utilisé comme matière première pour la production d'urée, c'est donc un produit et aussi une matière première.
- 4. Vapeur d'eau :** La vapeur d'eau est essentielle au processus, car elle est utilisée tout au long du processus et même dans les utilités.

Produits finis

Les produits finis des engrais composés SORFERT sont :

1. Ammoniac (NH_3) :

L'ammoniac est un composé chimique de formule NH_3 (terme collectif désignant le nitrure d'hydrogène). A température et pression normales, c'est un gaz. Celui-ci est produit en grande quantité à partir de di azote et de dihydrogène (c'est l'un des composés les plus synthétisés au monde) par le procédé Haber-Bosch. Il est utilisé dans la synthèse de nombreux autres composés, y compris des composés à fort tonnage utilisés comme engrais. Ce gaz incolore est irritant, a une odeur piquante et peut brûler les yeux et les poumons. Sur le plan chimique, c'est à la fois une base, un nucléophile, un ligand et un réducteur.[2]

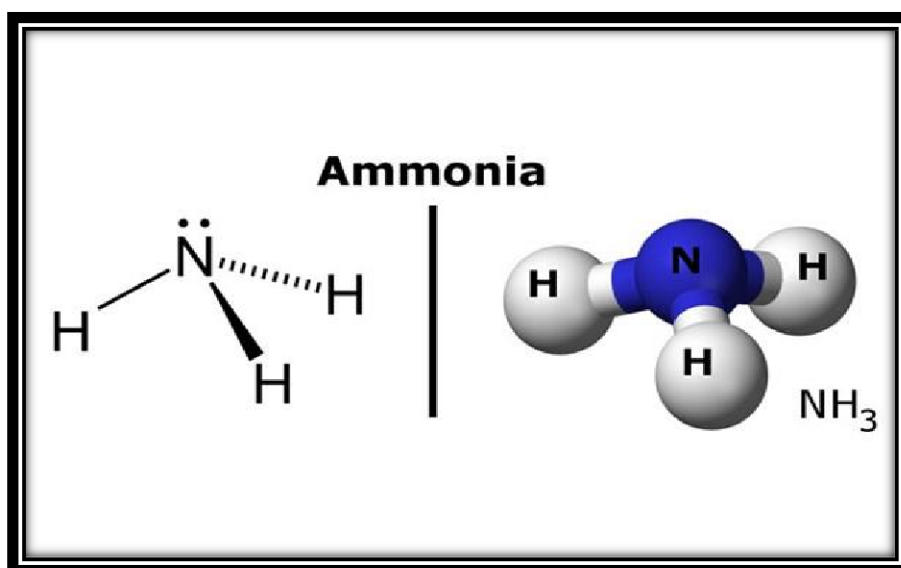


Figure I.5: Molécule de l'ammoniac

- Les propriétés de L'ammoniac

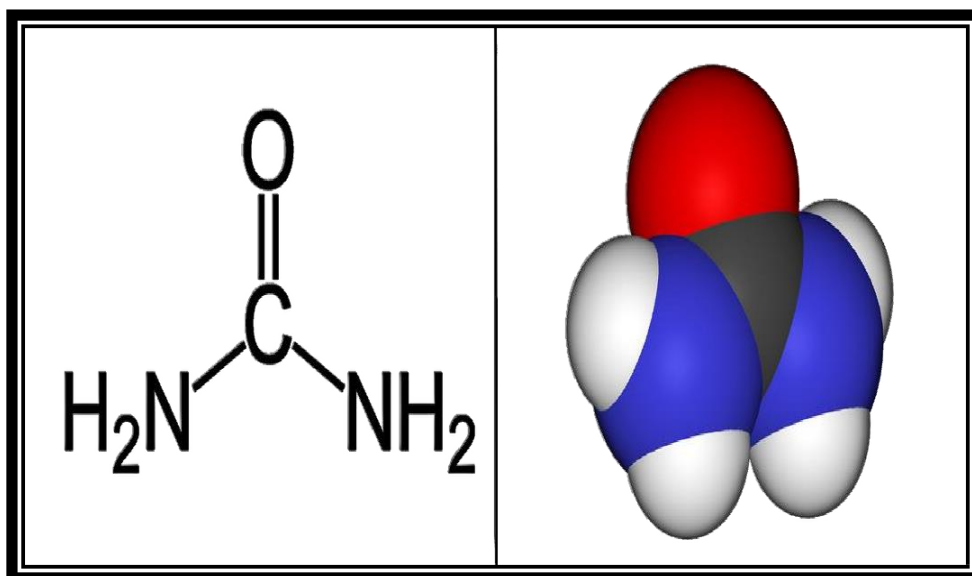
Les principales propriétés de l'ammoniac sont présentées dans le Tableau I.2

Tableau I .2 .Propriétés de l'ammoniac

Formule chimique	NH ₃
Masse moléculaire (kg/mol)	17
Température de fusion (°C)	-78
Température d'ébullition (°C)	33
Pression à 20C et 1atm (kg/m ³)	0,7

2. Urée (CO(NH₂)₂)

L'urée ou urée est un composé organique de formule chimique CO(NH₂)₂. C'est aussi le nom d'une famille de dérivés de l'urée de formule générale (R1, R2) N-CO-N(R3, R4). L'utilisation de loin la plus importante est la fertilisation azotée. L'urée est hydrolysée dans le sol en ammoniac et en dioxyde de carbone.

**Figure I.6:** Molécule de l'urée

- Les propriétés de L'urée

Le tableau I.3 représente les propriétés de l'urée.

Tableau I .3 .Propriétés de l'urée

Formule chimique		CO(NH ₂) ₂
La masse moléculaire	(kg/mol)	60,06
Température de fusion	(°C)	132,6
La masse volumique apparente	(kg/m ³)	740
La densité		1,335
La chaleur spécifique 20°C	(cal/g °C)	0,32
Teneur maximale en azote		46,6
La couleur		Blanche
L'enthalpie de dissolution dans l'eau	(j/g)	243

Installation

L'unité de production d'ammoniac comprend 02 trains complètement identiques, un train est composé de plusieurs sous-unités, chacune d'elles a un rôle bien précis dans le procédé. Sachant que tout ce qui est compris dans le train 1 est désigné par le chiffre de centaines 1 et le chiffre 2 pour tout ce qui est compris dans le train 2 tel que : la sous-unité de conversion de CO est désignée par 104 pour le train 1 et par 204 pour le train 2, les sous-unités de l'unité de production d'ammoniac sont les suivantes :

➤ **Elimination de l'hélium et du mercure (Unité 000/000):**

Cette unité est située au début du processus et est responsable de l'élimination de l'hélium et du mercure, et est partagée par les deux trains.

➤ **Désulfuration et compression de gaz naturel (Unité 101/201):**

Elle est responsable de la désulfuration et de la compression du gaz naturel, c'est une unité très importante.

➤ **Compression d'air industriel (Unité 102/202) :**

L'air comprimé est nécessaire dans presque toutes les usines, même s'il n'est pas utilisé pour les processus utilisés comme air instrument dans les systèmes de contrôle.

Dans notre cas, l'air est principalement utilisé comme matière première, pour laquelle cette unité est conçue pour comprimer l'air industriel.

✓ **Reformage a la vapeur et récupération de chaleur (Unité 103/203) :**

Cette unité est un dispositif clé dans le processus, responsable du reformage à la vapeur et de la récupération de chaleur.

✓ **Conversion du CO (Unité 104/204) :**

Il est responsable de la conversion du monoxyde de carbone (CO) en dioxyde de carbone (CO₂).

✓ **Élimination du CO₂ (Unité 105/205) :**

La quantité de dioxyde de carbone dans l'unité (104 et 204) ainsi que la quantité de dioxyde de carbone précédemment présente dans le procédé est éliminée dans cette unité.

✓ **Méthanisation (Unité 106/206) :**

La méthanisation élimine complètement le monoxyde de carbone et le dioxyde de carbone.

✓ **Compression du gaz de synthèse (Unité 107/207) :**

Cette unité comprime le gaz de synthèse qui a été produit par les unités précédentes.

✓ **Synthèse d'ammoniac (Unité 108/208) :**

Toutes les unités précédentes ont pour but de préparer et de compresser le gaz de synthèse qui entre dans cette unité afin que l'ammoniac soit synthétisé, donc c'est l'unité de synthèse d'ammoniac.

✓ **Réfrigération (Unité 109/209) :**

Il s'agit de l'unité de réfrigération et elle est conçue pour les trois objectifs :

- refroidir l'ammoniac liquide aux conditions de stockage - 33 ° C ;
- séparation du gaz inerte dissous dans l'ammoniac ;

- Fournir le refroidissement requis dans les unités d'ammoniac et d'urée.

✓ **Récupération d'ammoniac (Unité 110/210) :**

Des quantités assez importantes d'ammoniac se trouvent dans le gaz inerte obtenue dans le système de synthèse, C'est pour cela tout un système de récupération de l'ammoniac est conçu, et nommé l'unité (110, 210).

✓ **Récupération du gaz de purge (Unité 111/211) :**

La production de l'hydrogène est assez couteuse, ce qui fait que les pertes de ce dernier sont intolérables, pour cela l'unité (111, 211) est conçue.

✓ **Décomposeur de condensat (Unité 180/280) :**

Cette unité est conçue pour faire un stripage à la vapeur MP aux condensats afin de les décomposées des produits indésirables.

✓ **Désaérateur et pompes BFW (Unité 182/282) :**

Cette unité comprend le dégazeur qui prépare la vapeur, et aussi les pompes d'alimentation des chaudières.

Conclusion

La production d'ammoniac et d'urée est une opération continue impliquant un grand nombre d'unités de fabrication étroitement liées.

Chapitre II:

Description du procédé (Unité d'ammoniac)

- Unité d'ammoniac

La description du procédé ammoniac fait référence à l'unité d'ammoniac I (Train 1). L'unité d'ammoniac II (Train 2) est identique.

Système 000/000 extraction de l'hélium et de mercure

À l'entrée du système d'extraction d'hélium et de mercure, le gaz naturel est dans les conditions suivantes :

Plage de pression : 39,4 à 47 bars

Plage de température : 20 à 38 °C

Étant donné que le gaz naturel contient des quantités importantes d'hélium et des traces de mercure, les concentrations de ces composés doivent être réduites à des niveaux acceptables. En fait, ces composés ont des effets néfastes sur la conversion, les performances du catalyseur, etc.

Le gaz naturel provenant des limites de l'installation est envoyé au séparateur, qui élimine les liquides en cas de problèmes de traitement du gaz chez le fournisseur de gaz. L'unité d'élimination de l'hélium 000U100 en aval du séparateur 000F001 se compose principalement de modules à membrane où l'alimentation en gaz naturel est séparée en un flux de gaz enrichi en hélium (perméat) et un flux de gaz à haute teneur, qui est réduit en hélium (résidu). Le principe de cette séparation repose sur la perméation des gaz dans des membranes semi-perméables.

Le gaz permanent est utilisé comme gaz de combustion dans le reformeur principal tandis que le résidu dilué à l'hélium est ensuite traité dans le réacteur d'élimination du mercure 000R001. Le réacteur est rempli d'adsorbants qui éliminent le mercure et le ramènent à une concentration faible et acceptable.

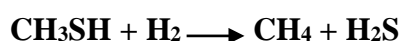
Système 101/201 Compression de Désulfuration du Gaz Naturel

Tous les composés soufrés agissent comme des poisons catalytiques dans le reformeur primaire et dans la conversion basse température. Par conséquent, la charge d'alimentation doit être bien désulfurée. La teneur résiduelle maximale autorisée en soufre dans la charge d'alimentation après désulfuration est de 0,1 ppm (en poids) de Soufre. Le gaz naturel

utilisé comme charge d'alimentation pour le reformage à la vapeur provient du flux aval du système d'extraction d'hélium et de Mercure 000 et contient au maximum 10 ppm (en volume) de soufre total. Il passe d'abord par un traitement à travers ce système dans lequel le soufre combiné à des composés soufrés organiques est mis en réaction avec l'hydrogène pour se transformer en hydrocarbures et sulfure d'hydrogène, en présence d'un catalyseur à base de molybdène-cobalt.

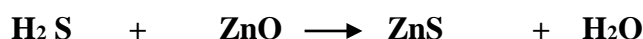
La réaction typique de la désulfuration du Méthyle mercaptan se présente comme suit :

Méthyle mercaptan + Hydrogène → Méthane + Sulfure d'Hydrogène



Le sulfure d'hydrogène est ensuite facilement adsorbé dans l'oxyde de zinc selon la réaction suivante :

Sulfure d'Hydrogéné + Oxyde de Zinc → Sulfure de Zinc + H₂O



Un catalyseur Co/Mo de type KATALCO 41-6T est utilisé dans le réacteur d'hydrogénation 101R001.

Un catalyseur ZnO (KATALCO 32-5) est utilisé dans les réacteurs de désulfuration 101R002 et 101R003.

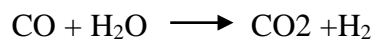
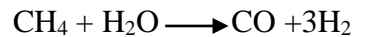
Système 102/202 Compression d'air industriel

Le compresseur d'air industriel 102K001 fournit principalement de l'air au convertisseur secondaire 103R001 et fournit en même temps de l'air comprimé à l'usine d'urée en tant qu'air de passivation, qui est utilisé comme équipement de secours pour le système d'instrumentation et le gaz industriel. L'air de traitement est comprimé dans les conditions de traitement par un compresseur centrifuge à quatre étages entraînés par une turbine à vapeur. Ce type de machine se caractérise par une grande fiabilité et un rendement élevé.

Système 103/203 reformage

- **Reformeur primaire 103B001**

Le gaz naturel provenant du système de désulfuration est mélangé avec de la vapeur surchauffée dans le rapport requis pour le procédé, puis il est acheminé vers les tubes du reformeur, où la réaction entre les hydrocarbures et la vapeur surchauffée se produit sur le catalyseur à base de nickel ;



Le mélange de CO_2 , CO , H_2 et CH_4 formé quitte le reformeur en même temps qu'une quantité considérable de vapeur équilibrée. La réaction totale est fortement endothermique. Une énergie thermique supplémentaire est par conséquent nécessaire pour chauffer les réactifs à la température de réaction et pour chauffer la réaction elle-même.

Le reforming primaire est conçu comme selon la configuration d'une boîte avec 6 rangées de tubes verticaux comportant 48 tubes chacune et 7 rangées comportant chacune 21 brûleurs dont les flammes brûlent de façon verticale, sont organisées en travers du plafond du reformeur pour assurer une distribution uniforme de la chaleur vers les tubes de tous les côtés.

Les brûleurs du reforming primaire sont alimentés avec du gaz naturel, du gaz résiduaire et du gaz combustible provenant du système de récupération d'Hydrogène ainsi que par du gaz de perméation provenant du système d'extraction de l'Hélium.

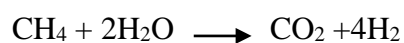
Le gaz de procédé, qui contient toujours environ 12,27 % en volume sec de méthane non converti, quitte les tubes du reformeur à une température approximative de 826 °C. Les fumées quittent le reformeur à environ 1046 °C et passent à travers une série de serpentins à travers la zone de convection en vue de la récupération de chaleur.



Figure II.1: Reformeur primaire 103B001

- **Reformeur secondaire 103R001**

Le produit gazeux chaud quittant le reformeur primaire est transféré au reformeur secondaire 103R001 via un système collecteur situé sous le faisceau de tubes du reformeur primaire. L'air chaud est dirigé vers le haut du reformeur secondaire qui fait office de chambre de combustion. Des conditions d'équilibre s'établissent entre les produits de réaction dans le lit catalytique, qui, selon les principales réactions chimiques, conduisent à une réduction de la teneur en méthane dans le gaz sec à environ 0,60 % en volume.

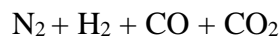


La quantité d'air ajoutée dépend de la teneur en azote souhaitée du gaz de synthèse. La température de sortie du gaz produit est d'environ 1000 ° C, ce qui peut générer de la

vapeur à haute pression dans le générateur de vapeur et la surchauffeur après le reformeur secondaire.

Système 104/204 conversion du monoxyde de carbone

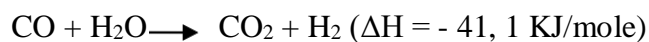
A la sortie du reforming secondaire 103R001, le bilan matière nous indique que nous sommes particulièrement en présence des produits suivants :



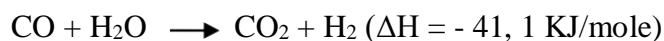
Considérant que pour produire l'ammoniac il faut uniquement l'azote et l'hydrogène, il devient impératif et que les deux autres produits soient éliminés.

A cet effet, le but de ce système consiste à convertir le CO en CO₂ qui à son tour sera éliminé ultérieurement par absorption par un solvant. Dans la conversion catalytique du CO, la majeure partie contenue dans le gaz est convertie en CO₂ en deux étapes l'une à haute température et l'autre à basse température dans deux réacteurs catalytiques séparés selon la formule suivante :

1) **HTS** à base d'oxyde de Fer (T=300°C) :



2) **LTS** à base d'oxyde de cuivre (T=200°C) :



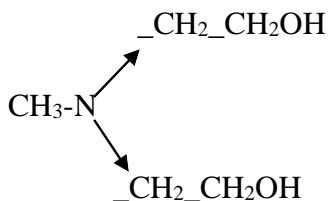
Le gaz reformé à une température d'environ 330°C traverse le convertisseur HT 204R001 de haut en bas, où la teneur en CO est réduite à moins de 4% mol. En raison de la nature exothermique de la réaction, la température a augmenté jusqu'à environ 450°C. Le gaz reformé sortant du reformeur HT 204R001 est refroidi à une température d'environ 198°C en chauffant l'eau d'alimentation de la chaudière dans le réchauffeur BFW 204E001. Une dérivation côté eau autour du réchauffeur BFW 204E001 permet de contrôler la température du gaz à l'entrée du convertisseur LT 204R002. Dans le reformeur LT 204R002, la teneur en CO dans le gaz reformé est encore réduite à des niveaux infimes et la température est portée à environ 223°C.

Le gaz reformé sortant du convertisseur LT 204R002 est ensuite refroidi par préchauffage de l'eau d'alimentation de la chaudière dans le préchauffeur BFW 204E002. La dérivation côté eau autour du préchauffeur BFW 204E002 sert à réguler la température des gaz. Le gaz reformé sortant du préchauffeur BFW 204E002 entre ensuite dans l'unité d'élimination du CO₂ (unité 205).

Système 105/205 extraction du dioxyde de carbone

Le CO₂ est extrait du gaz de conversion par le PROCESSUS-MDEA activée de BASF. Le solvant utilisé est une solution d'amine aqueuse associée à un activateur et le composant actif est la MDEA.

La formule chimique est la suivante :



La chaleur générée par le gaz reformé est utilisée dans les deux échangeurs de chaleur suivants en série, 205E002 rebouilleur pour générer de la vapeur à partir de la vapeur de décomposition nécessaire à la régénération de la solution de MDEA semi-régénérée, 205E004 préchauffeur d'eau désionisée aérateur pour préchauffer le dispositif d'eau d'alimentation.

Avant que le gaz converti n'entre dans l'absorbeur de CO₂ 205C001, le condensat obtenu par refroidissement est séparé du gaz dans le séparateur de gaz de procédé 205F001 et est évacué dans le condensat pour décomposition via le décomposeur 280P001A/B avec le condensat du gaz de synthèse comprimé (unité 207) pompe d'alimentation.

Le gaz converti traverse la tour d'absorption à deux étages 205C001, de bas en haut dans le sens opposé au liquide de lavage. La majeure partie du dioxyde de carbone est absorbée par la solution MDEA dans la partie inférieure de l'absorbeur 205C001, et davantage de

dioxyde de carbone est éliminé dans la partie supérieure de l'absorbeur 205C001 pour atteindre une valeur résiduelle spécifiée d'environ 500 ppm v/v CO₂. Le gaz converti quitte l'absorbeur à la température d'entrée de la solution de régénération, qui est d'environ 50°C.

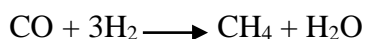
Toutes les gouttelettes de la solution entraînées dans le gaz sont retenues par les deux bacs de transfert dans lesquels pénètrent le BFW et un éliminateur de brouillard monté au-dessus de l'absorbeur 205C001. Les gouttelettes de liquide évacuées de l'absorbeur 205C001 lors d'un fonctionnement anormal sont séparées du gaz converti dans le séparateur 205F002.

La régénération du solvant chargé s'effectue via une détente en deux étapes qui libère la majeure partie du CO₂ dissous. La majeure partie du solvant est évacuée vers la partie inférieure de la tour d'absorption sous forme de solution semi-régénérée. Le reste est ensuite régénéré par décomposition de la vapeur et évacué vers le haut de la tour d'absorption sous forme de solution régénérée.

Le CO₂ supplémentaire du gaz flash HP est récupéré par l'absorbeur flash HP 205C002 pour obtenir suffisamment de CO₂ pour la production d'urée.

Système 106/206 Méthanisation

Le CO et CO₂ qui sont d'une teneur élevée aux exigences techniques, et pour les éliminer ils vont subir une méthanisations en hydrogénant le CO et le CO₂ pour former du méthane.



Des traces de CO et de CO₂ dans le gaz converti sont de puissants polluants des catalyseurs de synthèse d'ammoniac. C'est pourquoi elles doivent être réduites en dessous de 10 ppm (v/v). Le gaz converti est réchauffé à une température d'environ 300°C dans l'échangeur gaz/gaz 206E001 en traversant l'échangeur avec le gaz chaud méthanisé et évacué en tête du réacteur de méthanisations 206R001. La température d'entrée est contrôlée par une dérivation autour de l'échangeur de chaleur air-air 206E001.

Pour le démarrage de l'unité, le gaz de procédé est chauffé à la température de réaction par la vapeur condensée HP dans le réchauffeur de démarrage 206E003. Après la réaction de méthanisations exothermique, la température du gaz traversant le réacteur augmente. Les

gaz chauds sortant du réacteur de méthanisations par le bas sont refroidis dans l'échangeur gaz/gaz 206E001. Le refroidissement final du gaz a lieu dans un refroidisseur de gaz refroidi par eau 206E002. Le gaz répondant à la spécification de gaz de synthèse de production d'ammoniac est acheminé vers l'aspiration du compresseur de gaz de synthèse 207K001 via le refroidisseur de gaz d'appoint 207E007 et le séparateur d'aspiration 207F001.

Système 107/207 Compression du gaz de synthèse

Le gaz récupéré lors de la récupération du gaz de synthèse et de l'hydrogène est comprimé par un compresseur de gaz de synthèse 207K001 à un niveau de synthèse d'ammoniac d'environ 200 bars absolus et évacué vers la boucle de synthèse en complément. Le compresseur de gaz de synthèse 207K001 est une centrifugeuse à trois étages et à deux chambres. Il est également utilisé pour la recirculation des gaz dans la boucle de synthèse d'ammoniac. A cet effet, un turbocompresseur est intégré dans la deuxième chambre (quatrième étage). Un petit courant de combustible d'adoucissement de gaz de synthèse (unité 201) est prélevé du premier étage du compresseur de gaz de synthèse 207K001 sans le refroidir. Le gaz de synthèse sortant du compresseur est refroidi dans le post-refroidisseur 207E003 et rejeté dans la boucle de synthèse par le post-séparateur 207F004 en complément.

Système 108/208 Synthèse d'ammoniac

L'ammoniac est synthétisé à partir de mélanges hydrogène/azote à des températures allant de 390°C à 510°C à l'aide de catalyseurs à base de fer avec des additifs constitués d'oxydes métalliques de métaux alcalins et de métaux alcalino-terreux. Le gaz de recyclage évacué de l'étage de recyclage du compresseur de gaz de synthèse 107K001 est réchauffé dans l'échangeur de chaleur gaz/gaz 208E003 à contre-courant avec le gaz chaud du deuxième échangeur de récupération de chaleur II 108E002. Il passe ensuite au premier convertisseur d'ammoniac, 208R001, qui est un convertisseur radial à double lit avec un échangeur de chaleur entre les lits catalytiques.

Le convertisseur comprend un logement résistant à la pression et un insert pour recevoir un lit catalytique. Le gaz de cycle pénètre dans l'enveloppe du convertisseur par le haut et traverse un échangeur de chaleur interne entre les lits catalytiques sur les côtés du tube. Il

est ensuite chauffé à environ 380°C par le gaz partiellement converti sortant du premier lit catalytique. En quittant l'échangeur de chaleur interne, le gaz pénètre maintenant dans le premier lit catalytique en le traversant de la périphérie vers le centre. Le gaz de synthèse chaud partiellement converti issu du premier lit catalytique est refroidi dans l'échangeur de chaleur mentionné ci-dessus pour atteindre la température d'entrée du second lit catalytique. Après avoir traversé le deuxième lit, le gaz quitte le convertisseur par le tube central.

Le gaz de synthèse partiellement converti sortant du premier convertisseur d'ammoniac 208R001 est refroidi dans le premier échangeur de récupération de chaleur 1 208E001 en utilisant la chaleur résiduelle du procédé pour produire de la vapeur HP saturée à environ 127 bars absolus.

Après avoir quitté le premier échangeur de récupération de chaleur, le gaz s'écoule dans le troisième lit catalytique situé dans le deuxième convertisseur d'ammoniac. Le gaz est ensuite refroidi par le deuxième échangeur de récupération de chaleur, récupérant la chaleur du procédé et produisant de la vapeur saturée HP qui est d'environ 127 bars absolus. Le gaz de réaction est encore refroidi à la sortie de l'échangeur de récupération de chaleur et l'ammoniac produit est ensuite condensé par refroidissement ultérieur. Afin de protéger le catalyseur de gaz de synthèse ammoniac de l'élimination des traces de H₂O et de CO₂ dans le gaz de synthèse, du gaz d'appoint du compresseur de gaz de synthèse est ajouté au gaz en aval du refroidisseur Loop II.

L'échangeur froid 208E005, ainsi que le séparateur 208F002 en aval de la boucle II 208E007, est l'endroit où l'ammoniac concentré est extrait. Après l'extraction, le gaz retourne à l'étape de recyclage du compresseur de gaz de synthèse 107K001, où il est réchauffé. Pendant ce temps, l'ammoniac liquide issu du séparateur 208F002 et de l'échangeur de chaleur 208E005 passe par le ballon flash 2080001, fonctionnant sous une pression d'environ 20 bars absolus. Après le ballon flash, la majorité de l'ammoniac produit est dirigée vers l'unité de traitement de l'urée. Tout excès d'ammoniac est envoyé au stockage d'ammoniac dans les unités 051 ou 052 via la réfrigération dans l'unité 209.

Pour récupérer l'ammoniac (unité 210), l'absorbant de gaz flash 210C001 est utilisé pour traiter les gaz dissous dégagés par l'ammoniac liquide lors de sa dépressurisation.

Le méthane et l'argon contenus dans le gaz de synthèse d'appoint ainsi que le surplus d'azote, provenant du fonctionnement sur-stœchiométrique du reformeur secondaire 203R001 s'accumulent pour atteindre des concentrations plus élevées dans la boucle de synthèse d'ammoniac. En prélevant un flux de gaz de purge dans la boucle en aval du groupe réfrigérant II 208E007 on maintient la concentration de ce gaz inerte à un niveau prédéterminé. Le gaz de purge est acheminé vers la récupération d'ammoniac et d'hydrogène (unités 210 et 211).

Système 109/209 Réfrigération

L'unité de réfrigération a trois rôles :

- Fourniture de réfrigération nécessaire pour le refroidissement dans les unités ammoniac et urée.
- Refroidissement de l'ammoniac produit jusqu'aux conditions de stockage de l'ammoniac, soit -33°C .
- Séparation du gaz inerte dissout et de l'ammoniac liquide produit.

L'ammoniac quitte le ballon de détente 208D001 pour arriver dans la synthèse d'ammoniac puis est envoyé dans la cuve pressurisée intermédiaire 209D002. Ensuite, l'ammoniac est détendu à 1,0 bar absolu dans la cuve de détente de l'ammoniac 1090003 pour le refroidir à une température de -33°C puis est pompé par les pompes d'ammoniac 209P002A1B dans les cuves de stockage d'ammoniac 051T001 (unité 051) ou 052T001A1B (unité 052). L'ammoniac gazeux arrive de différents consommateurs à différentes pressions et est comprimé dans des supprimeurs à vis motorisés 209K211/221 et un compresseur de réfrigération à turbine vapeur 209K001 pour atteindre une pression d'environ 15,8 bars absolus avant d'être condensé dans le condensateur d'ammoniac 209E001 avec de l'eau de refroidissement. L'ammoniac liquéfié est collecté dans le receveur d'ammoniac 2090001.

Système 110/210 Récupération d'ammoniac

L'eau est utilisée comme adsorbant pour récupérer l'ammoniac présent dans les gaz issus du gaz de purge de la boucle de synthèse d'ammoniac, les gaz flash du ballon flash 1080001 et les gaz inertes du groupe frigorifique. L'ammoniac pur peut être obtenu par le processus de distillation de l'eau.

Système 111/211 Récupération du gaz de purge

L'hydrogène contenu dans le gaz de purge de la boucle de synthèse d'ammoniac est récupéré et recyclé à l'aspiration du compresseur de gaz de synthèse 207K001. Les effluents gazeux constitués principalement de méthane et d'azote sont utilisés comme gaz combustible dans le reformeur principal 203B001. La récupération d'hydrogène est un package autonome proposé par un fabricant expérimenté. Le procédé choisi est basé sur la technologie des membranes semi-perméables.

Système 180/280 Décomposeur de condensat

Le condensat collecté dans le séparateur de condensat de procédé 205F001 (unité 205) est évacué vers le préchauffeur de condensat 280E001 via la pompe d'alimentation du décomposeur 280P001A1B. Le condensat mélangé est inversé en condensat décomposé, puis envoyé au séparateur de condensat 280C001 à environ 236°C.

L'eau condensée traverse le décomposeur et est chauffée et décomposée en partie de la vapeur de particules fournie par la partie inférieure du décomposeur. Au cours de ce processus, le gaz dissous dans le condensat est éliminé et évacué dans le processus par le tuyau de sortie de gaz en haut. Le condensat décomposé est stocké à un niveau fixe au bas du décomposeur à travers la vanne de contrôle du niveau de liquide à la sortie du préchauffeur de condensat 280E001.

Le condensat de décomposition à une température d'environ 262°C est transféré vers la déminéralisation (unité 090) via le préchauffeur de condensat 280E001 et le réchauffeur 203E004 (unité 203). Le condensat décomposé est utilisé pour préchauffer l'air de combustion dans le réchauffeur 203E004. Une partie de la vapeur de procédé est utilisée pour décomposer le condensat de procédé dans le séparateur de condensat 280C001. Le courant de tête entre alors dans le courant de vapeur de procédé principal en amont de l'alimentation en vapeur/surchauffeur A 203B003-E11 dans la rampe de convection 203B003 du reformeur primaire 203B001.



Figure II.2: Séparateur de condensat 205F001

Production et fourniture de vapeur

- **Vapeur HP**

Dans l'unité d'ammoniac, la vapeur HP est produite à partir de la chaleur de récupération du procédé à une pression de 125 bars absolus.

Il y a deux générateurs de vapeur :

- Refroidisseur de gaz de procédé 203E001 dans l'unité 203-reformage de vapeur et récupération de chaleur.
- Echangeur de récupération de chaleur I 208E001 et échangeur de récupération de chaleur II 208E002 dans l'unité 208 synthèse d'ammoniac.

La vapeur saturée de ces deux sources est surchauffée consécutivement à 535 °C dans la surchauffeur de vapeur HP 203E002 (en aval du reformeur secondaire 203R001) et dans la

surchauffeur de vapeur HP 203E002-E31/ -E32 de la rampe de convection 203B002. Toute la vapeur haute pression surchauffée est fournie à la turbine du compresseur de gaz de synthèse 207MT01 et à la turbine du compresseur d'air industriel 202MT01.

- **Vapeur MP**

La vapeur MP à environ 50 bars absolus et environ 415°C est obtenue par extraction de la turbine du compresseur de gaz de synthèse 207MT01 et de la turbine du compresseur d'air industriel 202MT01. Les consommateurs de vapeur MP dans l'unité ammoniac sont :

- Le reformeur primaire 203B001 sous forme de vapeur de procédé
- La turbine du compresseur de réfrigération 209MT01
- La turbine du compresseur de CO₂ 020MT02
- La turbine de la pompe d'eau d'alimentation chaudière 282MT01
- Le rebouilleur 21OE004
- Le préchauffeur d'azote 201E003 (uniquement au démarrage)
- Le décomposeur de condensat 280C001
- Le reformeur secondaire 203R001 (mélangé à l'air industriel)
- Le circuit d'étanchéité.

Pour protéger l'alimentation de vapeur du circuit moyenne pression dans toutes les installations, des postes de réduction de la pression contournant la turbine du compresseur de gaz de synthèse et la turbine d'air industriel sont installées. En cas d'arrêt soudain d'un compresseur la soupape s'ouvre automatiquement à une position prédéterminée pour transférer une quantité de vapeur du circuit HP au circuit MP correspondant à la quantité extraite de la turbine avant l'arrêt du compresseur.

Une vapeur MP supplémentaire est extraite de la turbine du générateur 085MT01/02, puis désurchauffée et acheminée vers le collecteur de vapeur MP.

- **Vapeur LP**

La vapeur basse pression à environ 4,5 bars absolus produite dans le générateur de vapeur LP 205E001 est destinée à la désaération de l'eau d'alimentation chaudière. La vapeur basse pression à environ 5,5 bars absolus extraite de la turbine 282MT01 de la pompe

BFW est utilisée à d'autres fins, telles que le préchauffage du carburant et les éjecteurs des circuits de vide.

La purge du refroidisseur de gaz de procédé 203E001, du premier échangeur de récupération de chaleur I 208E001 et du second échangeur de récupération de chaleur II 208E002 est détendue dans le ballon de condensat 1820002. La vapeur détendue obtenue est envoyée vers le dé aérateur. L'eau de purge et le condensat de procédé provenant de l'élimination du CO₂ (unité 205) sont acheminés par conduite vers la déminéralisation (unité 090) après le traitement approprié.

Le condensat de la vapeur de turbine provenant de tous les condensateurs à turbine est pompé dans l'unité de déminéralisation pour raffinage avant de le réutiliser dans le procédé.

III. Conclusion

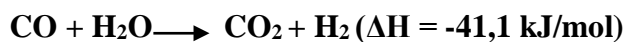
Le procédé UHDE est l'un des procédés les plus couramment utilisés dans l'industrie pétrochimique mondiale, comme la fabrication d'engrais, en raison de sa fiabilité et de sa rentabilité économique et environnementale.

Chapitre III :
Description de
l'unité 204

Introduction

Après reformage primaire et reformage secondaire, le gaz gazeux est plus ou moins prêt pour la synthèse de l'ammoniac, sauf qu'il contient du CO et du CO₂ qui est toxiques pour la suite du procédé, dans l'unité 204 le gaz de synthèse le monoxyde de carbone contenu dans le gaz est converti en dioxyde de carbone, qui est extrait du gaz dans l'unité 205. Ce chapitre est consacré à détailler le processus, les équipements et les catalyseurs de l'unité 204.

Dans la conversion catalytique du CO, la majeure partie du CO contenue dans le gaz est convertie en CO₂ sur le catalyseur selon la formule suivante :



La réaction est exothermique, c'est-à-dire que la température de sortie des gaz est supérieure à la température d'entrée des gaz. Pour des raisons d'équilibre chimique, la réaction est divisée en deux étapes. Le gaz est refroidi avec l'eau d'alimentation de la chaudière entre ces deux étages. Les deux étapes sont la conversion catalytique du CO à haute température et la conversion catalytique du CO à basse température.

Description du procédé

Conversion catalytique à haute température de CO

Le gaz sortant du reformeur secondaire 203R001 passe à travers le refroidisseur de gaz de procédé 203E001 et la surchauffeur de vapeur HP 203E002, situés en aval, afin d'abaisser sa température à la valeur requise à l'entrée du convertisseur HT 204R001, à savoir 370 °C. Pour le protéger des gouttelettes d'eau, par exemple lors du démarrage de l'unité, le lit catalytique du convertisseur HT 204R001 est recouvert d'une couche de billes de céramique sur lesquelles les gouttelettes d'eau s'évaporent. Cette mesure assure un fonctionnement correct du système de conversion catalytique du CO.

Le convertisseur HT comporte un lit catalytique. Dans celui-ci, la majeure partie du monoxyde de carbone réagit avec la vapeur d'eau contenue dans le gaz pour former du dioxyde de carbone et de l'hydrogène. A la sortie du HTS, le pourcentage de CO passe de 13,70 % à 3,25%.

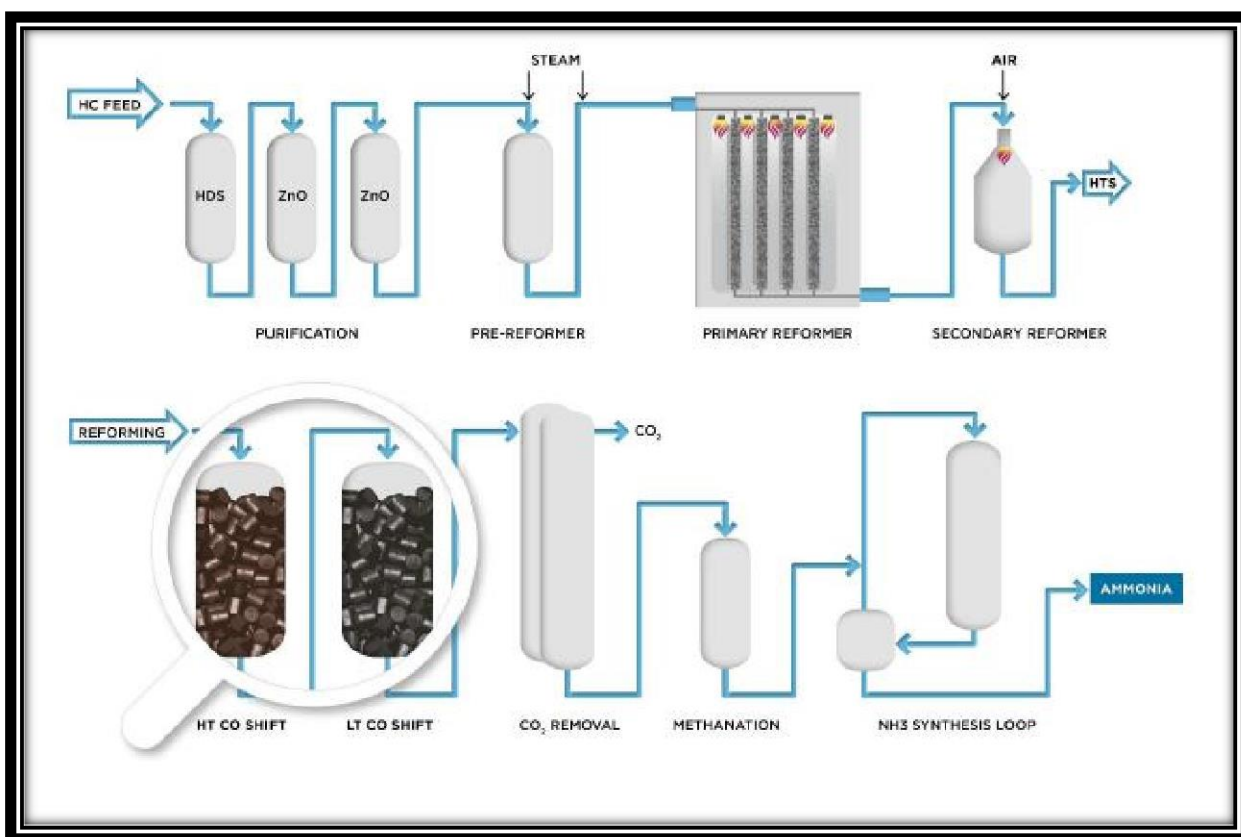


Figure III.1: Convertisseur HT 204R001

Conversion catalytique à basse température de CO

Étant donné que la réaction de conversion catalytique du CO à haute température est exothermique, et que la conversion catalytique du CO à basse température se produit à une température d'entrée d'environ 198 °C seulement, le gaz de procédé sortant du convertisseur HT sera refroidi avant d'entrer dans la conversion catalytique à BT.

Pour cela, il est acheminé à travers le réchauffeur d'eau d'alimentation chaudière 204E001, où sa température est abaissée de 442 °C environ jusqu'à 198 °C environ. La réaction du monoxyde de carbone toujours présent dans le gaz de procédé est réalisée dans le convertisseur BT, la teneur résiduelle n'étant que de 0,33 % en volume. La conversion catalytique à BT est réalisée sur un lit catalytique dans le convertisseur BT 204R002.

La chaleur provenant du gaz de procédé à la sortie du convertisseur BT 204R002 est utilisée pour préchauffer l'eau d'alimentation chaudière dans le préchauffeur d'eau d'alimentation chaudière 204E002.

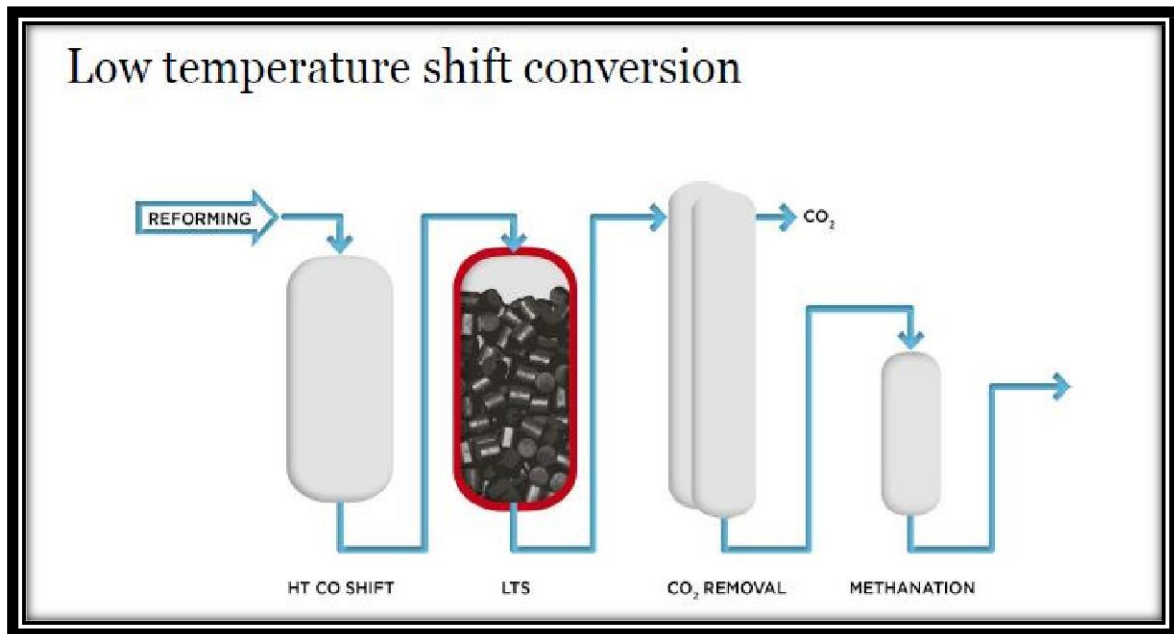


Figure III.2: Convertisseur LT 204R002

Equipements

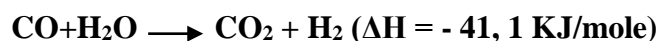
Afin que l'unité de conversion du CO assure le rendement et les résultats voulus par le constructeur ; elle comprend les 04 équipements suivants :

- Un réacteur de conversion à haute température (HTS) nommé 204R001.
- Un échangeur de chaleur nommé 204E001.
- Un réacteur de conversion à basse température (LTS) nommé 204R002.
- Un échangeur de chaleur nommé 204E002.

Le réacteur de la conversion 204R001

- **Définition**

204R001 Il s'agit d'un réacteur catalytique de conversion à lit dont la tâche est de convertir le CO en CO₂ suivant la réaction :



Ce réacteur réduit la teneur en CO de 13,7% mol à 3,25% mol et traite ainsi plus de CO.



Figure III.3: Réacteur de la conversion 204R001

- **Spécifications techniques**

Pour que le réacteur fonctionne comme prévu, les spécifications techniques et les instructions du fabricant doivent être suivies de près et avec précision.[3] Les spécifications techniques les plus essentiels à connaître sont données dans le tableau III.1.

Tableau III.1 : spécifications techniques de réacteur 204R001

Position		Verticale
Température du design	(°C)	380,0
Température opératoire	(°C)	343,0
Pression du design	(bar)	43,00
Pression partielle de l'hydrogène	(bar)	17,32
Pression opératoire	(bar)	39,900
MDMT (minimum design métal température) (°C)		-3
Isolation	(mm)	150
Diamètre intérieur de la coque	(mm)	5500
Hauteur de la coque	(mm)	6840
La hauteur du lit catalytique	(mm)	1050
La chute de pression du pack du catalyseur	(bar)	0,39

L'échangeur 204E001

- **Définition**

Il s'agit d'un échangeur de chaleur à faisceau de tubes (tube-calandre) 2.2 avec du gaz de synthèse entrant par des tubes à 442,4°C et sortant à 198°C. Le liquide, à savoir l'eau, passe par le côté calandre, entrant à 173,9°C et sortant à 308,6°C.



Figure III.4: Echangeur 204E001

- **Spécifications techniques**

Tout équipement industriel à ce qu'on appelle une fiche technique, dans le cas de nos interrupteurs, nous avons pu résumer les spécifications les plus importantes dans le tableau ci-dessous :

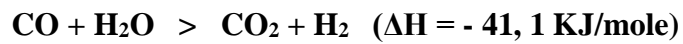
Tableau III .2 : Spécifications techniques de l'échangeur 204^E001

		Coté calandre		Coté tubes	
		Entée	Sortie	Entrée	Sortie
Position	Horizontale	-	-	-	-
Diamètre intérieur de la calandre mm	1920	-	-	-	-
La surface d'échange m2 (par échangeur)	1152.45	-	-	-	-
Condition physiques	-	Liquide	Liquide	Gaz	Gaz
Densité kg/m3	-	900.89	701,22	10,51	15,85
La pression partielle de l'hydrogène bar	-			17,1	16,9
La température opératoire °C	-	179,9	308,6	442,4	198,0
La pression opératoire bar	-	127,000	-	39,490	-
La température du design °C	-	337,0	-	480,0	-
La pression du design bar	-	138,00		43,00	-
L'isolation mm	150	-	-	-	-
Nombre de tubes	2227	-	-	-	-
Longueur du tube par passe mm	3700,00	-	-	-	-
Dimensions des tubes mm	19,05X2,77	-	-	-	-
Nombre de chicanes	7	-	-	-	-
Le flux massique kg/h	-	240057,00		299437,00	
La chute de pression calculée bar	-	0,226		0,472	
Le flux de chaleur transférée kw	43581	-	-	-	-
Coefficient de transfert de chaleur max W/m2. K	627,0	-	-	-	-

le réacteur 204R002

- **Définition**

Le 204R002 C'est un réacteur de conversion à lit catalytique, son rôle est de convertir le CO en CO₂ suivant la réaction :



Ce réacteur diminue le taux de CO de 3,35 % à 0,33 % mole.



Figure III.5: Réacteur de la conversion 204R002

- **Spécifications techniques**

Pour que le réacteur fonctionne comme prévu, les spécifications et les instructions du fabricant doivent être appliquées avec exactitude et précision.[4] Les spécifications techniques les plus essentiels à connaître sont les suivantes

Tableau III.3 : Spécifications techniques de réacteur 204R002

Position		verticale
Température du design	(°C)	260
Température opératoire	(°C)	213,0
Pression du design	(bar)	42,00
Pression opératoire	(bar)	38,670
MDMT (minimum design métal température)	(°C)	-3
Isolation	(mm)	100
Diamètre intérieur de la coque	(mm)	5500
Hauteur de la coque	(mm)	6857
La hauteur du lit catalytique	(mm)	1050
La chute de pression du pack du catalyseur	(bar)	0,60

L'échangeur 204E002

- **Définition**

204E002 est un échangeur de chaleur à faisceau tubulaire, le gaz entre par le côté tube à 222°C et sort à 164°C, le liquide (eau) entre par le côté calandre à 130°C et sort à 174°C.



Figure III.6: Echangeur 204E002

- **Spécifications techniques**

Les spécifications techniques de l'échangeur 204R002 sont mentionnées dans le tableau III.4.

Tableau III.4 : spécifications techniques de l'échangeur 204R002

		Coté calendre		Coté tube	
		Entrée	Sortie	Entrée	Sortie
Position	Horizontale	-	-	-	-
Diamètre intérieur de la calendre (mm)	1490,00	-	-	-	-
La surface d'échange (m2)	839,37	-	-	-	-
Condition physiques	-	Gaz	Liquide, gaz	Liquide	Liquide
Densité (kg/m3)	-	14,61	16,26		
La pression partielle de l'hydrogène (bar)	-	17,140	16,960	-	-
La température opératoire (°C)	-	222,4	164,1	130,0	173,9
La pression opératoire (bar)	-	37,700	-	135,000	-
La température du design (°C)	-	260	-	260	-
La pression du design (bar)	-	42,00	-	220,00	-
L'isolation (mm)	100	-	-	-	-
Nombre de tubes	2843	-	-	-	-
Longueur du tube (mm)	7400,00	-	-	-	-
Dimensions des tubes	12,7 X 1,65	-	-	-	-
Nombre de chicanes	14	-	-	-	-
Le flux massique (kg/h)	-	299437,00		362265,00	
La chute de pression calculée (bar)	-	0,432		0,078	
Le flux de chaleur transféré (kW)	19266	-	-	-	-
Coefficient de transfert de chaleur max (W/m2.K)	967	-	-	-	-

Catalyseur

Pour assurer l'élimination du monoxyde de carbone, un catalyseur différent est utilisé dans les deux réacteurs :

KATALCO 71_5

Le catalyseur de conversion à haute température (HTS) est composé d'oxyde de fer, avec un agent stabilisant à base d'oxyde de chrome pour réduire la vitesse de frittage des cristallites de fer actives à des températures élevées. Les températures de fonctionnement typiques d'un catalyseur de conversion à haute température se situent entre 330 et 450 °C et, à cette température, une nouvelle charge de catalyseur devrait être en mesure de réduire le niveau de CO à la sortie du réacteur à un niveau proche du niveau d'équilibre des conditions du procédé, généralement dans la plage de 2 à 3 % en moles. A ces températures, le fer a une activité suffisante pour fournir les performances requises. Pratiquement, tous les catalyseurs de conversion à haute température se présentent sous la forme de pastilles de $\text{Fe}_2\text{O}_3/\text{Cr}_2\text{O}_3/\text{CuO}$, avec 88 %, 9 % et 2,6 %, respectivement. Un faible niveau d'impuretés résiduelles provient du processus de fabrication, principalement du soufre (spécification de production $< 0,025$ % en poids, généralement $< 0,01$ % en poids pour le KATALCO 71-5).

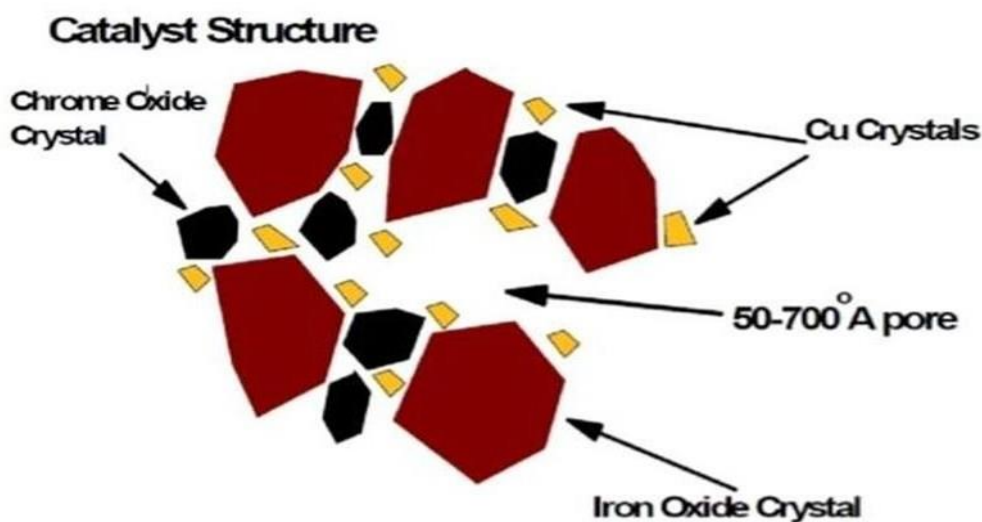


Figure III.7 : Composition de KATALCO 71-5

Tableau III.5 : Caractéristiques de catalyseur HTS

Type	Volume	Durée de vie attendue	Utilisation
71-5	84,0 m ³	4 ans	Conversion catalytique du CO à HT

KATALCO 83-3

Pour la conversion catalytique du CO à basse température, on utilisera le catalyseur de type KATALCO 83-3. Ses principaux composants sont l'oxyde de cuivre, l'oxyde de zinc et l'oxyde d'aluminium. Il se présente sous la forme de granulés de 5,2 mm de diamètre par 3,0 mm de haut, avec une densité apparente d'environ 1360 kg/m³. La température de réaction normale est comprise entre 180 et 260 °C. Il s'agit d'un catalyseur de changement de vitesse à basse température à haute activité éprouvé, qui a démontré sa capacité à offrir une longue durée de vie, une durabilité dans des conditions difficiles et une excellente résistance aux poisons. La teneur résiduelle n'étant que de 0,33 % en volume.

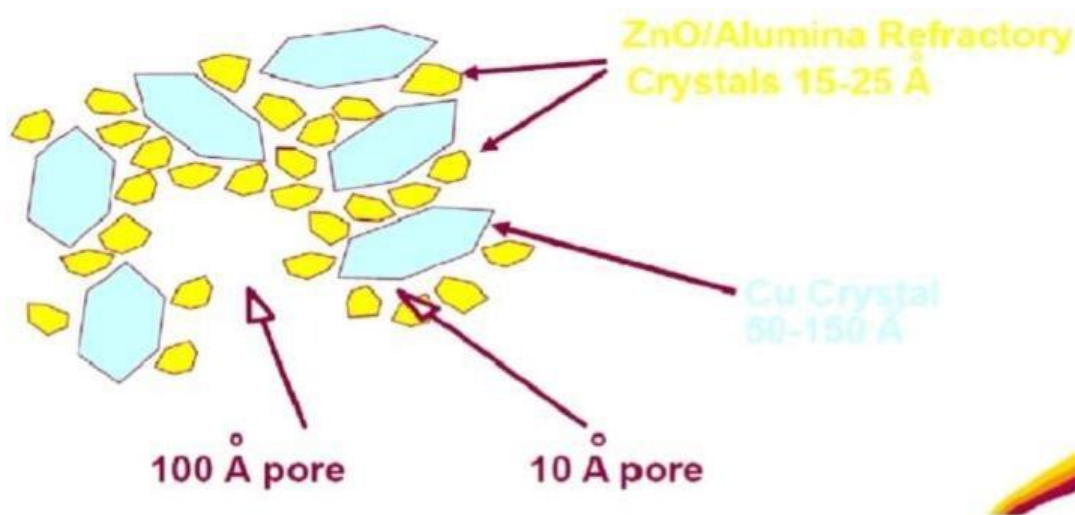


Figure III.8 : Composition de KATALCO 83-3

Tableau III.6 : caractéristiques de catalyseur LTS

Type	Volume	Durée de vie attendue	Utilisation
83-3	85,0 m ³	4 ans	Conversion catalytique du CO à HT

Démarrage de système

Le catalyseur sera fourni sous forme oxydée. Il sera réduit simultanément au démarrage du système de reformage. Par conséquent.

Réduction du catalyseur de conversion à haute température

1. Le catalyseur sera réchauffé avec l'azote, suivi du mélange azote/vapeur d'eau fourni par les reformeurs primaire et secondaire.
2. Initialement, on devra faire circuler de l'azote pur de manière à réchauffer le circuit de telle sorte que la température ne tombe pas en dessous du point de condensation lors de l'ajout de vapeur d'eau.
3. Il ne sera pas ajouté de vapeur d'eau au flux initial d'azote, et ce, jusqu'à ce que la température à la sortie du convertisseur HT 204R001 et du reformeur secondaire 203R001 ne puisse plus tomber en dessous du point de rosée.
4. Lorsque le cycle de N₂ et le cycle N₂ / vapeur d'eau sont en fonctionnement, il faudra prendre garde à protéger tous les autres branchements d'azote en fermant les vannes d'arrêt-double et en ouvrant la vanne de surpression intermédiaire.
5. La réduction du catalyseur de conversion catalytique à HT sera réalisée pendant la réduction du catalyseur de reformage à l'aide d'effluent gazeux provenant de la section de reformage. Les oxydes de fer et de chrome contenus dans le catalyseur de conversion catalytique à HT seront réduits en leurs formes métalliques avec l'hydrogène formé par craquage du gaz naturel dans le reformeur.
6. Le mélange gaz/vapeur d'eau sera envoyé vers la torche 206V801 en aval du circuit de conversion via la conduite GV24-204010-18" (PID 204-3) et PV 204003. Le rapport molaire de la vapeur d'eau sur CO + H₂ sera toujours supérieur à 4 de manière à éviter une augmentation rapide de la température.
7. La réduction se produira dans la plage de température comprise entre 200 et 300 °C ; la température devra augmenter progressivement par incréments de 50 à 60 °C/h.

L'objectif est que la réduction se produise sans que la réaction de conversion ne démarre simultanément. La vitesse d'augmentation de la température dépend de la charge gazeuse et sera régulée. Lorsqu'on a atteint une température d'environ 300 °C à l'entrée, la réaction de conversion peut commencer, produisant la température de sortie correspondante. Par la suite, les conditions de traitement peuvent être ajustées.

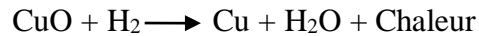
8. Du soufre est incorporé au catalyseur neuf. Le soufre est converti en sulfure d'hydrogène par l'hydrogène contenu dans le gaz de procédé et éliminé des catalyseurs. Étant donné qu'une certaine concentration de saturation du soufre correspond à la température de chaque catalyseur, ces derniers doivent être chauffés au moins jusqu'à la température d'exploitation normale de 370 °C et cette température doit être maintenue jusqu'à ce que l'on ne détecte plus de H₂S dans les analyses à la sortie (c'est-à-dire, moins de 0,5 mg/Nm³).

Comme l'expérience l'a démontré, la température à l'entrée du système de conversion à haute température ne peut pas être augmentée au niveau requis sans faire fonctionner le reformeur secondaire. Par conséquent, le reformeur secondaire sera mis en marche lors de la phase finale de la réduction.[5]

Réduction du catalyseur de conversion à basse température

- 1.** Chauffer le catalyseur à une vitesse de 25°C/h la pression doit être de (3,5-7,0 bar) .
- 2.** Lorsque les température du lit (dans le réacteur) soit d'environ 135°C, introduisez un petit flux d'hydrogène autour de (140 Nm³/h ou 0,5%) (en aval de l'élimination du CO₂ car le CO₂ est considéré comme un agent oxydant) dans le gaz vecteur pendant brève période de temps environ 5 min, puis fermez le flux d'hydrogène.
- 3.** Prélevez un échantillon du gaz porteur du point d'échantillonnage d'entrée et obtenez une analyse en laboratoire.
- 4.** Comparez les résultats de laboratoire mesurés avec l'analyse calculé pour l'hydrogène.
- 5.** Continuez à chauffer à une vitesse de 25°C jusqu'à ce que tous les thermocouples lus à travers le lit soient à 175°C, introduisez lentement l'hydrogène à un débit (140Nm³/h) et observez l' ΔT à travers le lit catalytique (augmentera).

6. Prélevez des échantillons toutes les 2 heures à l'entrée et à la sortie du réacteur et vérifiez le niveau d'Hydrogène et de CO₂ et confirmez qu'il y a une consommation d'Hydrogène (H₂ out=0 %) selon la réaction.



Le niveau de CO₂ ne doit pas dépasser 7%, s'il atteint légèrement ouvert le purge. Le CO₂ est considéré comme un agent oxydant.

7. Une fois la température du lit stabilisée au augmente le débit d'hydrogène jusqu'a (200Nm³/h = 0.70%) (280Nm³/h = 1%).
8. Maintenez la température d'entrée à 175°C et vous prouvez augmenter l'hydrogène à 1,3-1,5% mais lentement et pas à pas.
9. Maintenez la température d'entrée à 175 °C et vous pouvez augmenter l'hydrogène à 1,3-1,5 %, mais lentement et pas à pas. Attention la température du lit ne doit pas dépasser 225 °C, si elle dépasse 225 °C, diminuez le débit d'hydrogène et coupez-le si nécessaire.
10. Lorsque l'hydrogène commence à percer, maintenez la situation.
11. Attendez que l'analyse de sortie soit proche de l'entrée (la sortie de H₂ = 80 % de l'entrée de H₂), par ex. (Entrée = 1,5 % - sortie = 1,3 ou plus), et la dernière lecture de l'indicateur de température commence à diminuer, la réduction étant presque terminée.
12. Augmentez la température d'entrée à 220 °C en gardant le même débit d'hydrogène et attendez que toutes les températures du lit soient supérieures à 200 °C et que l'analyse de l'hydrogène à la sortie soit égale à l'entrée.
13. Augmentez l'hydrogène d'entrée à 5 % pendant 2 heures, observez les températures du lit et l'analyse de l'hydrogène, s'il n'y a pas eu de changement significatif. La réduction est alors terminée.
14. Arrêtez le flux d'hydrogène et continuez à purger avec de l'azote, maintenez le réacteur à une température de fonctionnement (25 °C) au-dessus du point de rosée.
15. Maintenir le réacteur sous pression positive (pour s'assurer que l'air n'entrera pas).

Conclusion

Après avoir introduit une usine aussi importante et aussi grande, nous avons remarqué que l'usine de synthèse d'ammoniac contient une mine d'informations thermodynamiques et techniques diverses.

Chapitre IV:
Vérification du point de
rosée et de son effet sur
le catalyseur

Introduction

Notre étude a été réalisée dans le complexe de SORFERT, notamment au niveau de la section de conversion CO-CO₂ à haute température présente dans le gaz naturel. Nos efforts se sont concentrés sur le problème de la formation de gouttelettes d'eau, qui est un danger pour les catalyseurs, qui jouent un rôle majeur dans l'accélération de la réaction et la poursuite du processus de production. Pour trouver les principales causes et tenter de traiter ce problème, l'analyse du problème montre que la chute de température et la pression au niveau de cette unité tend à être des gouttes de rosée. Après des recherches et plusieurs calculs, nous avons remarqué que rester à l'écart des gouttes de rosée nous protège les catalyseurs qui sont à la base des réactions.

Pour cela, nous allons effectuer plusieurs opérations pour éviter ce dilemme, parmi lesquelles nous allons définir des tables à deux champs de pression et de température, c'est-à-dire que nous allons fixer la pression et jouer sur la température, et cette dernière nous aide en dessinant une courbe qui nous montre l'anomalie dans cette unité. A l'aide de ces processus et études, nous essayons de trouver une solution pour faire fonctionner l'unité dans les bonnes conditions.

Définition TLV

Cette nouvelle application propose une large gamme de calculs vapeur/condensât liés au transport de la vapeur, au débit à travers les vannes, au débit de condensât ainsi qu'au transport et à la récupération de condensât. L'application comprend aussi un convertisseur d'unités de mesure, des tables de la vapeur et le calcul du point de charge critique.

Tableaux et résultats

À l'aide d'un calculateur de vapeur saturée, nous remplissons les tableaux suivants : La température qui nous place dans la goutte de rosée ou à proximité de celle-ci, nous la notons 1, et ce qui est en dessous de ce point, nous la notons 0.

Tableau IV.1 : résultats de l'étude la point de rosée

P	T	PHASE
125	380	1
125	360	1
125	340	1
125	320	0
125	300	0
125	280	0
125	260	0
125	240	0
125	220	0
125	200	0
125	180	0

P	T	PHASE
115	380	1
115	360	1
115	340	1
115	320	0
115	300	0
115	280	0
115	260	0
115	240	0
115	220	0
115	200	0
115	180	0

P	T	PHASE
105	380	1
105	360	1
105	340	1
105	320	1
105	300	0
105	280	0
105	260	0
105	240	0
105	220	0
105	200	0
105	180	0

P	T	PHASE
95	380	1
95	360	1
95	340	1
95	320	1
95	300	0
95	280	0
95	260	0
95	240	0
95	220	0
95	200	0
95	180	0

P	T	PHASE
85	380	1
85	360	1
85	340	1
85	320	1
85	300	0
85	280	0
85	260	0
85	240	0
85	220	0
85	200	0
85	180	0

P	T	PHASE
75	380	1
75	360	1
75	340	1
75	320	1
75	300	1
75	280	0
75	260	0
75	240	0
75	220	0
75	200	0
75	180	0

P	T	PHASE
65	380	1
65	360	1
65	340	1
65	320	1
65	300	1
65	280	0
65	260	0
65	240	0
65	220	0
65	200	0
65	180	0

P	T	PHASE
55	380	1
55	360	1
55	340	1
55	320	1
55	300	1
55	280	1
55	260	0
55	240	0
55	220	0
55	200	0
55	180	0

P	T	Phase
45	380	1
45	360	1
45	340	1
45	320	1
45	300	1
45	280	1
45	260	0
45	240	0
45	220	0
45	200	0
45	180	0

Discussion

L'intervalle de la température est pris entre 180°C-380°C car le réacteur de la haute conversion (HTS) $CO \rightarrow CO_2$ fonctionne au début à 180°C-360°C. La fourchette de la pression entre 45bar-1245bar signifie la pression moyenne de la vapeur du procédé utilisée pendant le démarrage de l'unité et la haute température de la vapeur produite par l'unité 203 à plein charge. Nous obtenons un tableau qui inclut les gouttes de rosée en termes de pression et de température.

Tableau IV.2 : Points de rosée

Pression (bar)	Point de rosée
45	258
55	271
65	281
75	291
85	300
95	308
105	315
115	322
125	328

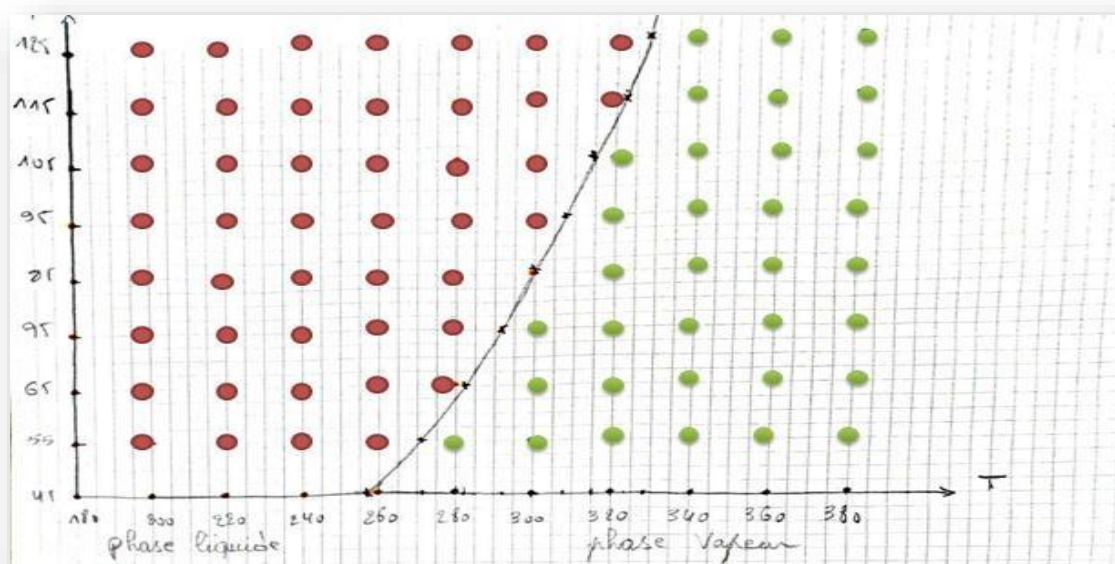


Figure IV.1. Points de rosée en fonction de pression

Discussion

Cette courbe représente les points de rosé pour des pressions et températures définis selon le procédé. Les points en rouge représentent la phase liquide qui est à éviter car c'est de la condensation, les points en vert représente la zone de la phase vapeur saturée et surchauffée.

D'après le graphe ci-dessus et les résultats obtenus des tableaux précédents $T^{\circ}=f(p)$. On constate que pour éviter la condensation ; on doit toujours au dessus de la température de saturation pour chaque point de pression désigner. Dans le procédé qu'on étudie ; on utilise 3 types de vapeur "LP" basse pression (4,5 bar) ; "MP" moyenne pression (50bar); "HP" haute pression (120bar). Notre travail consiste à définir les points de rosé que pour la HP et MP.

- Pour la moyenne pression :
50bar >>>>264°C (point de rosé).
Pour éviter la condensation et le bon fonctionnement du procédé ; il faut opérer plus que 264°C à 20°C et plus.
- Pour la haute pression :
120bar >>>>325°C (point de rosé).
Pour éviter la condensation et le bon fonctionnement du procédé ; il faut opérer plus que 325°C à 20°C et plus.

Conclusion

Pour protéger le catalyseur des réacteurs "HTS" 204R001 ou n'importe quel type de catalyseur de la condensation qui peut causer l'endommagement et la désactivation de ce dernier, il faut prendre toutes les précautions nécessaires et opérer en toute sécurité. Opérer au dessus du point de saturation pour chaque valeur de pression à 20°C et plus nous permet d'éviter la condensation.

Conclusion générale et recommandations

Conclusion générale et recommandations

Conclusion générale et recommandations

Ce travail a été réalisé au sein du complexe SORFERT Algérie de production d'ammoniac et d'urée d'Arzew. Il vise à étudier l'effet de "protection du catalyseur de la conversion de CO à haute température au niveau du complexe SORFERT".

L'objectif de ce travail est de contribuer à résoudre certains des problèmes rencontrés sous forme d'effet de gouttelettes d'eau ou de rosée sur le catalyseur au niveau des deux réacteurs de l'unité 204 (HTS ; LTS), pour lesquels une perte de production a été enregistrée.

Après études et résultats, nous avons constaté que la baisse de température forme des gouttes de rosée qui affectent le catalyseur, notamment en interrompant cette interaction et en réduisant l'efficacité de l'ensemble de l'unité. Ce problème représente un réel danger pour l'unité car à certaines valeurs de température il y a un risque de perdre complètement le catalyseur. Nous avons trouvé, après notre étude et recherche comme solution à ce problème, que nous avons créé un graphique montrant les températures dans lesquelles il est possible de travailler afin de préserver le catalyseur et les températures qu'il faut éviter. Ce dernier évite à l'usine les coûts et les pertes de matériaux et maintient la rentabilité de la production d'ammoniac et d'urée.

L'introduction de la vapeur dans le procédé en toute sécurité nécessite une basse pression et une température convenable à cette pression. Cela veut dire qu'opérer à une basse pression est plus pratique qu'opérer à des pressions élevées (champ de condensation est minimale).

Afin de protéger le catalyseur du réacteur "HTS" 204R001 ou tout type de catalyseur de la condensation qui pourrait l'endommager et le désactiver, toutes les précautions nécessaires doivent être prises et exploitées en toute sécurité. La condensation peut être évitée en opérant au-dessus du point de saturation à chaque valeur de pression de 20°C et plus.

Références

Références

- [1] www.wikipedia.org
- [2] Manuel opératoires SORFERT le 19/05/2008
- [3] Technical specifications of the HT converter (104R001) 2007
- [4] Technical specifications of the LT converter (104R002) 2007
- [5] PFD de l'unité 104 2007

ANNEXES

ANNEX : A

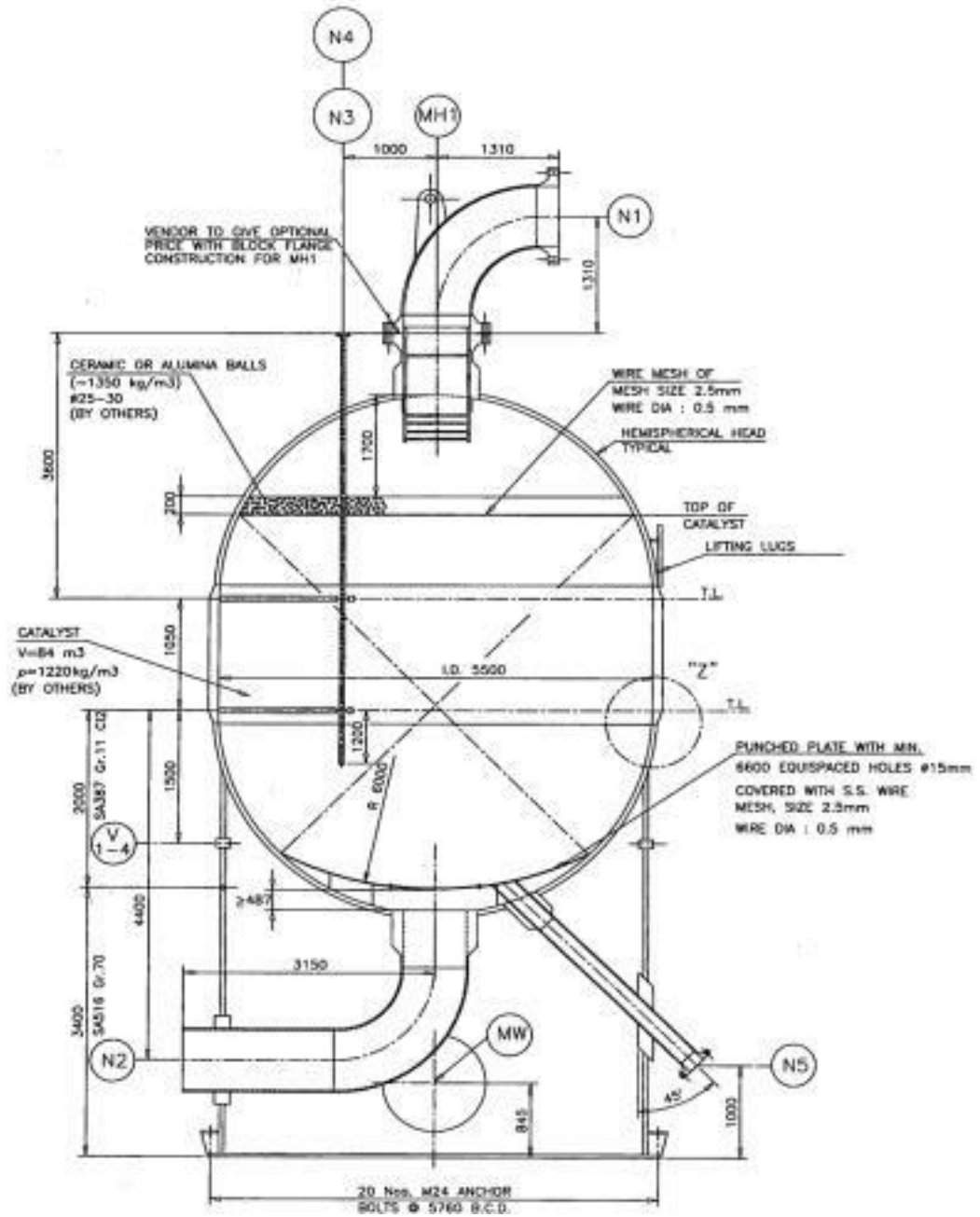


Schéma détail réacteur 204R001

ANNEX : B

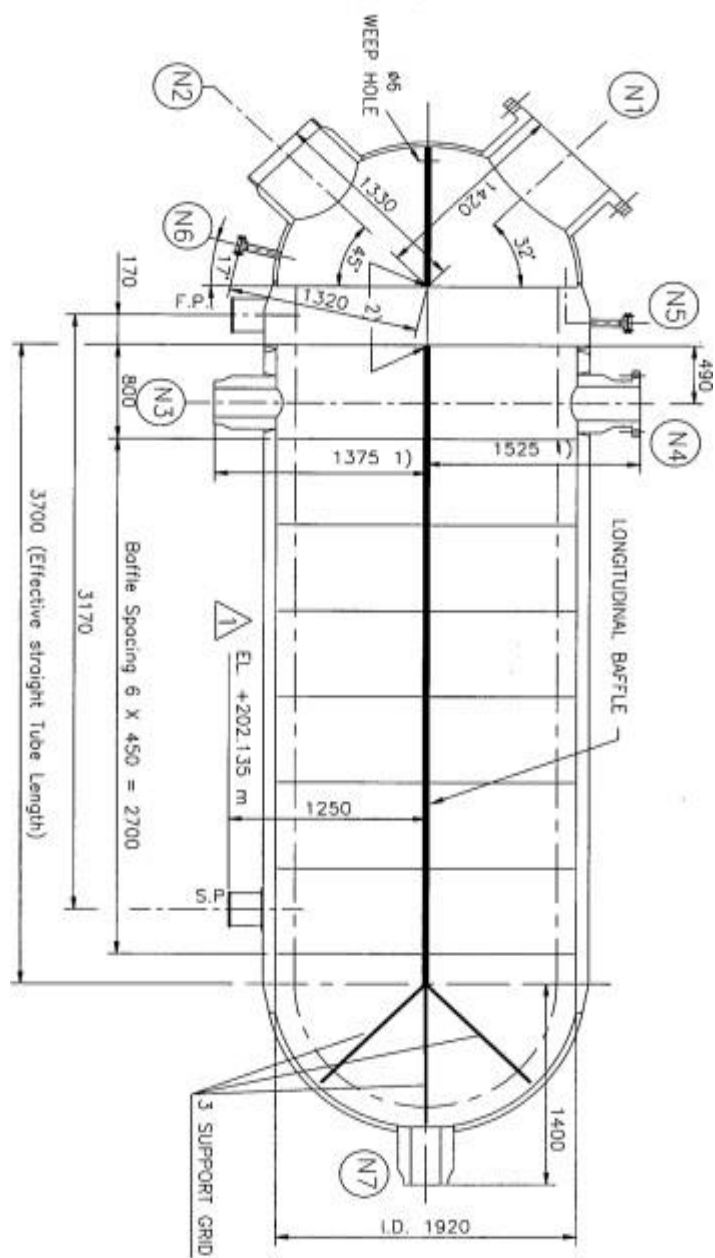


Schéma détail de l'échangeur 204E001

ANNEX : D

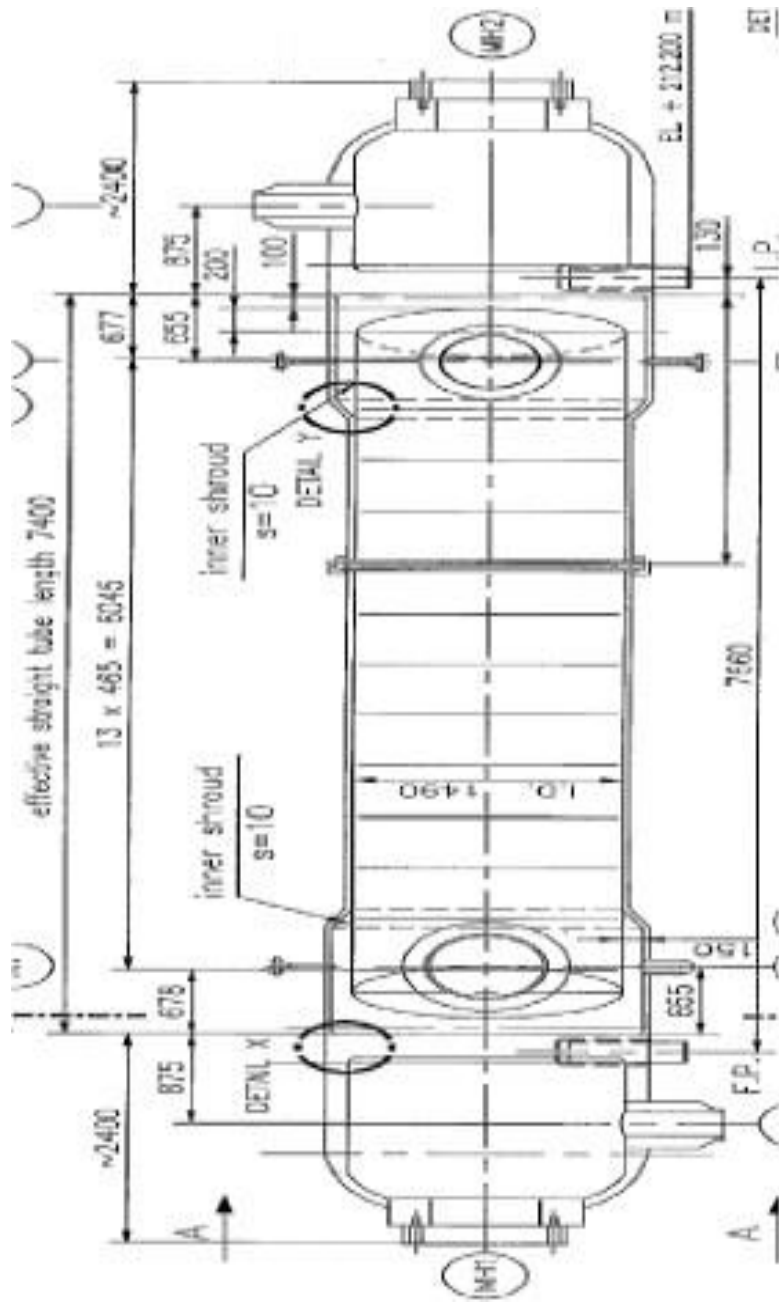


Schéma détaillé de l'échangeur 204E002