



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



N° d'ordre : M2...../GP/2019

MEMOIRE

Présenté pour obtenir le diplôme

MASTER EN GENIE DES PROCEDES

Option: GENIE PETROCHIMIQUE

ETUDE DE PERFORMANCE DE L'UNITE DE CONVERSION DE CO AU COMPLEXE PETROCHIMIE SORFERT

Par

Mr. HAMA Mohamed Abdelhadi

Mr. BENNOUNA Ahmed

Soutenue le 2019 devant le jury composé de :

Présidente :	M ^{me} DELALI HALIMA	MAA	Université de Mostaganem
Examinatrice :	M ^{me} N.DOUARA	MCB	Université de Mostaganem
Rapporteur :	M ^r M.BENZEKRI BENALLOU	MCB	Université de Mostaganem

Année Universitaire 2018/2019

Remerciements

Notre parfaite gratitude et nos remerciements à ALLAH le plus puissant qui nous a donné la force, le courage et la volonté pour mener bien ce travail.

C'est avec une profonde reconnaissance et considération particulière que nous remercions notre encadreur Monsieur M. BENZEKRI pour son soutien, ses conseils judicieux et sa grande bienveillance durant l'élaboration de ce travail.

Nous exprimons aussi nos reconnaissances à tous les membres du jury d'avoir accepté de lire, de présider et d'examiner ce travail et d'apporter les critiques nécessaires à la mise en forme de ce projet.

Je remercie tout le personnel du complexe pétrochimique SORFERRI pour leur aide et leur partage du savoir et pour leur accueil tout le long de la période du stage de fin d'étude.

Enfin, un vif remerciement à tous ceux qui nous ont aidés de près ou de loin pour la réalisation de ce projet de fin d'étude.

Dédicace

Dédicace

C'est avec un grand respect et gratitude que je tiens à exprimer toute ma reconnaissance et ma sympathie et dédier ce travail à :

- *Mes parents, les mots ne sauraient exprimer l'immense profonde gratitude que je leur témoigne ici pour leur précieux soutien ,pour leur patience ,pour avoir crus en moi, pour leurs sourire réconfortants et pour leurs sacrifices qui m'ont permis d'atteindre cette étape dans ma vie et qu'ils m'ont jamais cessé de consentir pour mon instruction et mon bien-être .que dieu me les gardes et les protèges.*
- *Mes frangine (AMINE ; LARBI et ALAA) et mes franginnee , pour leurs patiences, d'avoir tendu chaleureusement leurs bras et pour avoir évincé mes moments de doute.*
- *Toute ma famille.*
- *Tous mes amis.*
- *Tous mes enseignants tout au long des cycles de mes études*

HAMA MOHAMED ABDELHADI

Dédicace

Rien n'est aussi beau à offrir que le fruit d'un labeur qu'on dédie du fond du cœur à ceux qu'on aime et qu'on remercie en expriment la gratitude et la reconnaissance durant toute notre existence .je dédie ce travail à :

- *Mes chers parents*
- *Tous mes amis de la promotion de génie pétrochimie.*
- *Tous mes enseignants tout au long des cycles de mes études.*

Et en dernier, un grand merci à toute celles et tous ceux qui d'une manière ou d'une autre m'ont aidé et soutenu.

BENNOUNA AHMED

SOMMAIRES

LISTE DES FIGURES	I
LISTE DES TABLEAUX	II
NOMENCLTURE	III
INTRODUCTION GENERALE	1
CHAPITRE I : PRESENTATION DU COMPLEXE	
I.1. Introduction	2
I.2. L'organigramme	3
I.3. Matières premières et produits finis.....	4
I.3.1. Les matières premières	4
I.3.2. Les produits finis	5
I.4. Implantations	6
I.5. Installations	6
I.5.1. Unité de production d'ammoniac	6
CHAPITRE II : DESCRIPTION DU PROCEDE UHDE (UNITE d'AMMONIAC)	
II.1. Unité d'ammoniac	9
II.1.1. Elimination de l'hélium et du mercure (Unité 000)	9
II.1.2. Désulfuration et compression de gaz naturel (Unité 101)	9
II.1.3. Compression d'air industriel (Unité 102).....	10
II.1.4. Reformage à la vapeur et récupération de chaleur (Unité 103)	10
II.1.4.1. Chambre de combustion et rampe de convection du reformeur principal	11
II.1.5. Conversion du CO (Unité 104)	11
II.1.6. Elimination du CO ₂ (Unité 105)	12
II.1.7. Méthanisation (Unité 106)	13
II.1.8. Compression du gaz de synthèse (Unité 107)	13
II.1.9. Synthèse d'ammoniac (Unité 108)	14
II.1.10. Réfrigération (Unité 109)	15
II.1.11. Récupération d'ammoniac (Unité 110)	16
II.1.12. Récupération du gaz de purge (Unité 111)	16
II.1.13. Décomposeur de condensat (Unité 180)	16
II.1.14. Désaérateur et pompes BFW (Unité 182)	17
II.1.14.1. Conditionnement et alimentation de l'eau d'alimentation chaudière	17
II.1.14.2. Production et fourniture de vapeur	17
II.1.14.2.1. Vapeur HP	17

II.1.14.2.2. Vapeur MP.....	18
II.1.14.2.3. Vapeur LP	19

CHAPITRE III : DESCRIPTION DE L'UNITE 104

III.1. Introduction	20
III.2. Description du procédé	20
III.2.1. Conversion catalytique du CO à haute température.....	20
III.2.2. Conversion catalytique du CO à basse température	21
III.3. Equipements	21
III.3.1. Le réacteur de conversion 104R001	21
III.3.1.1. Définition	21
III.3.1.2. Spécifications techniques	22
III.3.1.3. Le catalyseur	22
III.3.2. L'échangeur de chaleur 104E001.....	23
III.3.2.1. Définition	23
III.3.2.2. Spécifications techniques de l'échangeur 104E001	24
III.3.3. Le réacteur de conversion 104R002.....	25
III.3.3.1. Définition	25
III.3.3.2. Spécifications techniques du réacteur 104R001	26
III.3.3.3. Le catalyseur	26
III.3.4. L'échangeur de chaleur 104E002.....	27
III.3.4.1. Définition	27
III.3.4.2. Spécifications techniques de l'échangeur 104E002	27
III.4. Utilités et Valeurs de consommation	28
III.4.1. En fonctionnement continu	28
III.4.2. Fonctionnement intermittent	29
III.4.3. Valeurs de consommation	29

CHAPITRE IV : ETUDE ET VERIFICATION DES PERFORMANCES DE L'UNITE

104

IV.1. Introduction	30
IV.2. les équipements étudiés	30
IV.2.1. Le réacteur HTS 104R001	30
IV.2.1.1. Vérification des performances du réacteur 104R001	30
IV.2.2. L'échangeur 104E001	32
IV.2.2.1. La vérification des performances de l'échangeur 104E001.....	33

IV.2.2.2. Redimensionnement de l'échangeur 104E001	33
IV.2.3. Le réacteur 104R002	35
IV.2.3.1. La vérification des performances du réacteur 104R002	35
IV.2.4. L'échangeur 104E002	37
IV.2.4.1. La vérification des performances de l'échangeur 104E002	38
IV.2.4.2. Redimensionnement de l'échangeur 104E002	38
IV.3. Résultats	40
CONCLUSION	41
REFERENCES	42
ANNEXES	43

LISTE DES TABLEAUX

Tableau I. 1 : La composition du GN utilisé comme charge.....	4
Tableau III. 1 : Spécifications techniques du réacteur104R001.....	22
Tableau III .2 : Spécifications du catalyseur du HTS.....	23
Tableau III .3 : Spécifications techniques de l'échangeur 104E001	25
Tableau III .4 : Les spécifications techniques du réacteur 104R002.....	26
Tableau III .5 : Spécifications du catalyseur du réacteur LTS	27
Tableau III .6 : Les spécifications technique de l'échangeur 104E002.....	28
Tableau IV.1 : Les quantités du CO à l'entrée et à la sortie du réacteur HTS	31
Tableau IV.2 : Les paramètres opératoires du design de l'échangeur 104E001	32
Tableau IV.3 : les paramètres opératoires actuels de l'échangeur 104E001	33
Tableau IV.4 : Les quantités du CO à l'entrée et à la sortie du réacteur LTS	37
Tableau IV.5 : Les paramètres opératoires du design de l'échangeur 104E002	37
Tableau IV.6 : Les paramètres opératoires actuels de l'échangeur 104E002	38
Tableau IV.7: Résultats de l'étude et la vérification des performances de l'unité 104.....	40
Tableau IV .8 : Récapitulatif des formules et applications numériques.....	43

LISTE DES FIGURES

Figure I.1 : Organigramme de l'usine	3
Figure I.2 : Molécule de NH ₃	5
Figure I.3 : Molécule d'urée.....	5
Figure III.4 : Réacteur 104R001.....	22
Figure III.5 : Le Catalyseur du HTS.....	23
Figure III.6 : L'échangeur de chaleur 104E001	24
Figure III.7 : Réacteur 104R002.....	26
Figure III.8 : Le catalyseur du LTS	27
Figure IV.1 : Schéma détaille du réacteur 104R001	44
Figure IV.2 : Schéma détaille de l'échangeur 104E001.....	45
Figure IV.3 : Schéma détaille du réacteur 104R002	46
Figure IV.4 : Schéma détaille de l'échangeur 104E002.....	47

Nomenclature

R :	Rendement
ρ :	Masse volumique [kg/m^3]
C_p :	Chaleur massique à pression constante [$\text{J}/\text{kg.K}$]
μ :	Viscosité dynamique [Pa.s]
λ :	Conductivité thermique [$\text{W}/(\text{m K})$]
h_d :	Facteur d'encrassement [$\text{kcal}/\text{m}^2.\text{h}.\text{°C}$]
T :	Température [°C]
\emptyset :	Flux de chaleur [Watt]
DTLM :	Méthode de la différence de température logarithmique moyenne
ΔTLM :	La différence de température logarithmique moyenne [°C]
T_{c1} :	Température du fluide chaud entrant [°C]
T_{c2} :	Température du fluide chaud sortant [°C]
T_{fe} :	Température du fluide froid entrant [°C]
T_{fs} :	Température du fluide froid sortant [°C]
A :	La surface d'échange [m^2]
U :	Coefficient de transfert de chaleur [$\text{W}/\text{m}^2.\text{K}$]
V :	Vitesse [m/s]
S :	Surface [m^2]
n_t :	Nombre de tube de l'échangeur
L :	Longueur [m]
d_i :	Diamètre intérieur des tubes [m]
d_e :	Diamètre extérieur des tubes [m]

ft : Coefficient de friction

Re : Nombre de Reynolds

Nu : Nombre de Nusselt

Pr : Nombre de Prandtl

PDG : Président-Directeur Général

DGA : Directeur Général Adjoint

DRH : Direction des Ressources Humaines

INTRODUCTION GENERALE

Introduction générale

L'industrie de nos jours a connu une évolution immense, cela est apparent dans les technologies inventées, dans le suivi et le contrôle des procédés, et même dans la gestion de l'usine.

Afin qu'une unité de production quelconque assure le fonctionnement attendu et aussi la durabilité prévue, il faut suivre une politique de maintenance et de suivie, autrement dit, une vérification des performances de l'unité, généralement d'une manière périodique et surtout d'une manière méthodique.

Ce présent mémoire intitulé « Etude et vérification des performances de l'unité 104 au complexe pétrochimique SORFERT » comprend premièrement une étude bibliographique sur l'unité en question et deuxièmement un redimensionnement et une vérification des performances de tout les équipements de l'unité.

Ce travail est divisé en deux parties, une partie bibliographique basée sur une documentation diverse et une partie calcul basée sur des formules théoriques et des méthodes bien déterminées.

CHAPITRE I :
PRESENTATION DU
COMPLEXE

CHAPITRE I : PRESENTATION DU COMPLEXE

I.1. Introduction

Par son tonnage produit dans le monde, l'ammoniac (NH_3) est l'un des plus importants produits de synthèse et se situe au deuxième rang derrière l'acide sulfurique.

Quelque 87% de la production d'ammoniac est utilisée pour la fertilisation des sols, et de ce fait, la consommation d'ammoniac devrait suivre la croissance de la population de la planète.

Vu la richesse en gaz naturel l'Algérie a entrepris de développer davantage ses activités industrielles énergétiques en aval, dans le cadre de ce programme d'appui à la mise en valeur des ressources énergétiques et à la création d'emplois, un certain nombre de projets ont été lancés visant à réaliser de nouveaux sites pétrochimiques, l'un des principaux projets qui sont déjà en production est le mégaprojet d'ammoniac et d'urée SORFERT.

Généralités

Le complexe de production d'engrais SORFERT créé le 10 juin 2007, est implanté à la zone industrielle d'Arzew sur une superficie 33,73 ha, c'est le fruit du partenariat entre Orascom Construction et Industries : 51% et SONATRACH : 49%, L'usine est alimentée par 2 milliards de mètres cubes/an de gaz naturel. Elle comporte des installations modernes, fiables et intégrées pour la production d'ammoniac (capacité nominale 2 x 2200 t/j) et d'urée granulée (capacité nominale de 3450 t/j) accompagnées des services et installations hors site nécessaires aux fins de l'installation. L'installation doit être conçue avec un taux de fonctionnement de 350 jours par an.

I.2. l'organigramme

Le complexe pétrochimique SORFERT est l'un des plus grands complexes dans le pays, et comme n'importe quelle société, il a une structure et une organisation du personnel, tel qu'il est montré dans le l'organigramme suivant (Figure I.1):

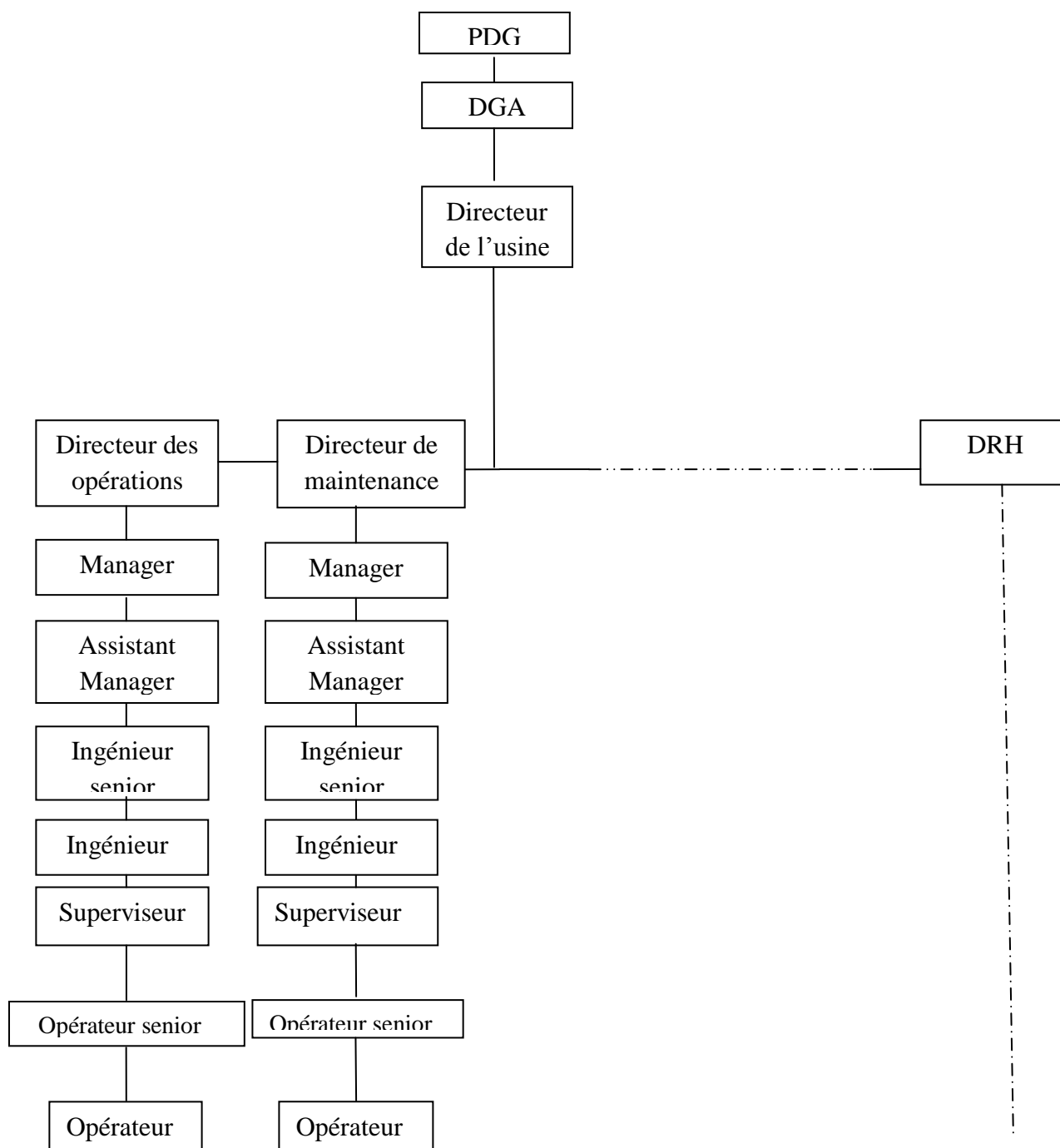


Figure I.1 : Organigramme de l'usine

I.3. Matières premières et produits finis

I.3.1. Les matières premières

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

Le gaz naturel (hydrogène)

Le gaz naturel est un combustible fossile composé d'un mélange d'hydrocarbures présent naturellement dans des roches poreuses sous forme gazeuse.

Le gaz naturel utilisé provient de la zone R.T.O et son composition est montrée dans le tableau suivant :

Tableau I.1 : La composition du GN utilisé comme charge

Composants 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 ($\mu\text{g}/\text{Nm}^3$)	50
Soufre (ppm)	<10

- **L'oxygène** : L'oxygène est un élément nécessaire dans l'usine, il provient de l'air atmosphérique.
- **L'azote (nitrogène)** : L'azote est un élément clé dans le procédé, et on l'obtient à partir de l'air atmosphérique.
- **Le dioxyde de carbone (CO₂)** : Le dioxyde de carbone, est à la fois un produit et aussi une matière première, on l'obtient du procédé d'ammoniac, et on l'utilise pour produire de l'urée.
- **La vapeur d'eau** : La vapeur d'eau est primordiale afin que le procédé se déroule, on l'utilise un peu partout dans le procédé et même dans les utilités, tel que la production d'électricité.

I.3.2. Les produits finis

Les produits finis du Complexe des Fertilisants de SORFERT sont :

- **L'ammoniac (NH₃)**

L'ammoniac est un composé chimique (Fig. I.2), de formule NH_3 (groupe générique des nitrures d'hydrogène). Dans les conditions de température et de pression ordinaire, c'est un gaz. Celui-ci est produit industriellement en quantité gigantesque par le procédé Haber-Bosch à partir de diazote et de dihydrogène (c'est un des composés les plus synthétisés au monde). Il sert à la synthèse de nombreux autres composés dont ceux de fort tonnage utilisés comme engrais.

Ce gaz incolore est irritant, il possède une odeur piquante, il brûle les yeux et les poumons. Sur le plan chimique, c'est à la fois une base, un nucléophile, un ligand et un réducteur [8].

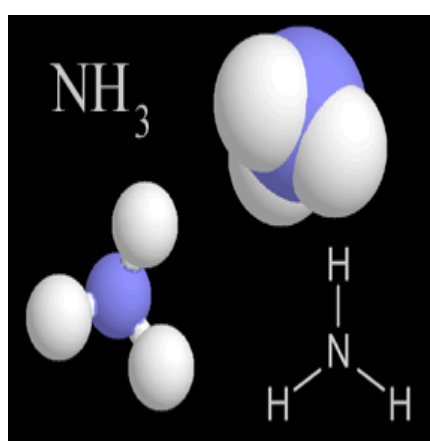


Figure I.2 : molécule de NH_3

➤ L'urée ($\text{CO}(\text{NH}_2)_2$)

L'urée ou carbamide est un composé organique de formule chimique $\text{CO}(\text{NH}_2)_2$ (Figure I.3). C'est aussi le nom de la famille des dérivés de l'urée de formule générale $(\text{R}_1, \text{R}_2)\text{N-CO-N}(\text{R}_3, \text{R}_4)$.

La plus importante utilisation actuelle se fait sous la forme d'engrais azotés. L'urée est hydrolysée en ammoniac et en dioxyde de carbone dans le sol. [8]

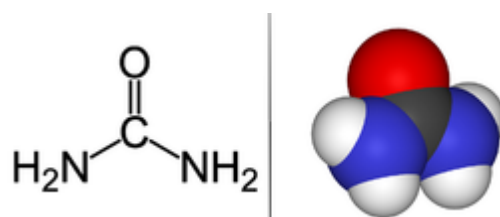


Figure I.3 : Molécule d'urée

I.4. Implantations

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

- Unités ammoniac et urée ;

- Services nécessaires pour exploiter les procédés ;
- Stockage d'ammoniac ;
- Stockage d'urée et chargement de l'urée sur les camions.

Les installations suivantes se trouvent au site portuaire :

- Stockage d'ammoniac (site portuaire) ;
- Chargement de l'ammoniac sur les navires (sur une jetée).

I.5. Installations

Les installations de procédé comportent les unités de procédé ci-dessous ainsi que des services et installations hors site.

I.5.1. Unité de production d'ammoniac

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)**

C'est unité qui se trouve au début du procédé, elle est partagée par les deux trains et elle est chargée de l'élimination de l'hélium et du mercure.

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

Comme toute autre unité c'est une unité très importante, elle est chargée de désulfurer et de compresser le gaz naturel

➤ **Compression d'air industriel (Unité 102)**

Presque toutes les usines ont besoin de l'air comprimé, même si ce n'est pas pour le procédé on l'utilise dans le système de régulation comme air instruments.

Dans notre cas l'air est surtout utilisé comme matière première, pour cela cette unité est conçue, Pour compresser l'air industriel.

➤ **Reformage a la vapeur et récupération de chaleur (Unité 103)**

Cette unité parmi les unités clés du procédé, elle est chargée du reformage à la vapeur et la récupération de chaleur.

➤ **Conversion du CO (Unité 104)**

C'est aussi une unité préparatrice du gaz de la synthèse, elle est chargée de convertir le monoxyde de carbone (CO) en CO₂.

➤ **Elimination du CO₂ (Unité 105)**

Les quantités du dioxyde de carbone eu dans l'unité (104 et 204) et aussi le dioxyde de carbone qui exister bien avant dans le procédé, sont éliminées dans cette unité.

➤ **Méthanisation (Unité 106)**

Dans cette unité on assure l'élimination totale de tout le monoxyde et le dioxyde de carbone par méthanisation.

➤ **Compression du gaz de synthèse (Unité 107)**

Cette unité assure la compression du gaz de synthèse déjà préparé par les unités précédentes.

➤ **Synthèse d'ammoniac (Unité 108)**

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.

➤ **II.1.10. Réfrigération (Unité 109)**

C'est l'unité de réfrigération et elle est conçue afin d'assurer les trois objectifs :

- Refroidir l'ammoniac liquide aux conditions de stockage – 33°C ;
- Séparation du gaz inerte dissous dans l'ammoniac ;
- Provision de réfrigération requise dans les unités d'ammoniac et d'urée.

➤ **Récupération d'ammoniac (Unité 110)**

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)**

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)**

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

➤ **Désaérateur et pompes BFW (Unité 182)**

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

CHAPITRE II :
DESCRIPTION DU
PROCEDE UHDE (UNITE
D'AMMONIAC)

CHAPITRE II : DESCRIPTION DU PROCEDE D'AMMONIAC

II.1. 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.

II.1.1. Elimination de l'hélium et du mercure (Unité 000)

Comme le gaz naturel contient une quantité considérable d'hélium et des traces de mercure, la concentration de ces composés doit être réduite et ramenée à un niveau acceptable. En effet, ces composés ont des effets néfastes sur les taux de conversion, la performance du catalyseur etc.

Le gaz naturel provenant de la limite d'installation est envoyé à un séparateur qui élimine les liquides en cas de problème de traitement du gaz au niveau du fournisseur du gaz. L'unité d'élimination de l'hélium 000U100 en aval du séparateur 000F001 comporte principalement des modules à membrane dans lesquels l'alimentation en gaz naturel est séparée en un flux de gaz riche en hélium (perméant) et un flux de gaz à teneur réduite en hélium (résidu). Le principe de cette séparation se fonde sur la perméation des gaz dans des membranes semi-perméables.

Le gaz perméant est utilisé comme gaz de combustion dans le réformateur principal alors que le résidu à teneur réduite en hélium subit un nouveau traitement dans le réacteur d'élimination de mercure 000R001. Le réacteur est rempli d'absorbants qui éliminent le mercure et le ramènent à une concentration faible et acceptable [4].

II.1.2. Désulfuration et compression de gaz naturel (Unité 101)

Le flux de gaz naturel qui quitte le réacteur d'élimination de mercure doit être encore purifié pour les besoins de l'unité de reformage à la vapeur. Le sulfure d'hydrogène et les composés soufrés organiques sont de puissants contaminants du catalyseur et doivent donc être éliminés avant d'acheminer le gaz vers la section de reformage.

Le gaz naturel est comprimé à la pression requise au moyen du compresseur de gaz naturel 101K001 actionné par un moteur électrique. Le gaz naturel est également chauffé par des fumées dans les préchauffages de l'alimentation 103B002-E21 / E22 dans la rampe de convection 103B002 du reformeur principal 103B001 (unité 103).

L'hydrogène destiné à l'hydrogénation est fourni en ajoutant une petite quantité de gaz de synthèse extrait après le premier étage du compresseur de gaz de synthèse 107K001 (unité 107). L'hydrogénation et la désulfuration se déroulent dans le réacteur d'hydrogénation 101R001 et les réacteurs de désulfuration 101R002/003. Ces derniers sont un arrangement

avance et retard et peuvent être échangés pendant le fonctionnement normal sans arrêter l'installation.

Le gaz naturel désulfuré est acheminé vers la section de reformage à la vapeur (unité 103) [4].

II.1.3. Compression d'air industriel (Unité 102)

Le compresseur d'air industriel 102K001 fournit principalement de l'air au reformeur secondaire 103R001, Il fournit également de l'air comprimé sous forme d'air de passivation à l'unité d'urée et sert d'installation de secours pour le système d'air instruments et de service (unité 084).

L'air industriel sera comprimé jusqu'aux conditions de procédé par un compresseur centrifuge à quatre étages entraîné par une turbine vapeur. Ce type de machine se caractérise par une fiabilité et une efficacité importantes [4].

II.1.4. Reformage a la vapeur et récupération de chaleur (Unité 103)

Le reformage du méthane et des hydrocarbures plus légers à la vapeur -c'est-à-dire leur transformation en un mélange d'hydrogène, de monoxyde de carbone et de dioxyde de carbone par réaction à la vapeur est obtenu en faisant passer un mélange de produit de départ en vapeur sur un catalyseur au nickel. Un ratio vapeur/carbone défini est maintenu au niveau de l'admission du catalyseur du reformeur principal (compte tenu du flux de vapeur continu par rapport à l'air industriel). La réaction globale est fortement endothermique. Le gaz naturel désulfuré est mélangé à de la vapeur industrielle MP, préchauffé dans la rampe de convection du reformeur principal puis entre dans les tubes en haut du reformeur. Le procédé à l'intérieur des tubes comporte trois phases :

Préchauffage du mélange produit de départ/vapeur jusqu'à la température de réaction.

- Réaction de transformation en méthane/hydrocarbures.
- Ajustement de l'équilibre.

Le gaz reformé de chaque rangée de tubes est récupéré dans un collecteur doublé en réfractaire et doté d'un manchon Incoloy pour éviter la corrosion et la migration de silice. Le gaz reformé quitte le reformeur principal 103B001 avec une teneur définie en méthane, et pénètre dans le reformeur secondaire 103R001 par le collecteur principal à la base avant de monter dans un tube central doublé en briques jusqu'en haut. Le gaz est alors mélangé avec l'air industriel chauffé provenant du compresseur d'air industriel 102K001. Le gaz reformé redescend, en traversant d'abord une couche de blocs d'alumine de protection contre la chaleur rayonnante puis le lit catalytique où le méthane est converti jusqu'à un résidu sous forme de trace. Le gaz reformé quittant le reformeur secondaire 103R001 à une température d'environ

996 °C doit être refroidi jusqu'à une température d'environ 370°C avant d'être transféré à la section de conversion du CO (unité 104). Cette section de refroidissement est réalisée dans le train de refroidissement du gaz de procédé, composé de refroidisseur de gaz de procédé 103E001 créant de la vapeur HP. Il est conçu pour une circulation naturelle et est connecté au ballon vapeur 1030001 par des colonnes montantes et descendantes; Surchauffeur de vapeur HP 103E002 [4].

II.1.4.1. Chambre de combustion et rampe de convection du reformeur principal

La chambre de combustion du reformeur principal 103B001 est chauffée par des brûleurs se trouvant dans la partie supérieure de la chambre. Ces brûleurs sont conçus pour brûler tous les types de gaz combustibles. Les fumées quittent la chambre de combustion du reformeur par le bas par des châteaux situés entre chaque paire de rangées, ce qui évite le flux croisé des fumées le long des rangées de tubes, qui créerait un réchauffement irrégulier des tubes. Le flux contre courant du gaz de procédé dans les tubes et des fumées à l'extérieur crée un profil thermique très uniforme sur toute la longueur du tube et par conséquent l'utilisation optimale du matériau du tube du reformeur et l'épaisseur la plus faible possible des parois.

L'air requis pour la combustion est amené aux brûleurs par le ventilateur d'air de combustion 103K001, qui décharge l'air de combustion dans le calorifère 103E004, où l'air est réchauffé par un condensat de procédé. L'air de combustion est encore préchauffé dans le préchauffage de l'air de combustion 103B003-E41 de la rampe de convection 103B002. Le débit de l'air de combustion est réglé au moyen d'aubages directeurs à l'admission du ventilateur d'air.

Les fumées quittent la chambre de combustion du reformer à une température approximative de 1010°C. Leur chaleur sensible est utilisée dans la rampe de convection 103B003 du reformeur principal 103B001 pour préchauffer le gaz naturel, l'air industriel et l'air de combustion et pour surchauffer la vapeur HP. La fumée est évacuée par le ventilateur de fumées 103K002 [4].

II.1.5. Conversion du CO (Unité 104)

Le but de la conversion du CO est de convertir la plus grande partie du monoxyde de carbone se trouvant dans le gaz de procédé en dioxyde de carbone grâce à un catalyseur.

Le gaz reformé à une température approximative de 370°C traverse le convertisseur HT 104R001 de haut en bas, où sa teneur en CO est réduite à moins de 4 mol %. Vu la nature exothermique de la réaction, la température augmente jusqu'à environ 443°C. Le gaz converti quittant le convertisseur HT 104R001 est refroidi à une température d'environ 198°C en chauffant l'eau d'alimentation de la chaudière dans le chauffage BFW 104E001. Une

dérivation côté eau autour du chauffage BFW 104E001 est utilisée pour contrôler la température du gaz à l'admission du convertisseur LT 104R002.

Dans le convertisseur LT 104R002, la teneur en CO du gaz converti est encore réduite pour arriver au niveau de traces et la température monte à environ 223°C.

Le gaz converti quittant le convertisseur LT 104R002 est alors refroidi en préchauffant l'eau d'alimentation de la chaudière dans le préchauffage BFW 104E002. Une dérivation côté eau autour du préchauffage BFW 104E002 est utilisée pour contrôler la température du gaz.

Le gaz converti quittant le préchauffage BFW 104E002 arrive alors dans l'unité d'élimination du CO₂ (unité 105) [4].

II.1.6. Elimination du CO₂ (Unité 105)

La chaleur du gaz converti est utilisée dans les deux échangeurs de chaleur suivants montés en série, le rebouilleur 105E002 de production de la vapeur de vapeur de décomposition requise pour la régénération de la solution MDEA semi-régénérée et le préchauffeur de l'eau déminéralisée 105E004 de préchauffage de l'eau d'alimentation du désaérateur.

Avant l'entrée du gaz converti dans l'absorbeur de C03 105C002, le condensat obtenu par refroidissement est séparé du gaz dans le séparateur du gaz de procédé 105F001 et déversé en même temps que le condensat de la compression du gaz de synthèse (unité 107) dans le décomposeur de condensat par les pompes d'alimentation du décomposeur 180P001A1B.

Le gaz converti traverse l'absorbeur à deux étages 105C001 du bas en haut dans le sens inverse de la solution de lavage. La plus grande partie du dioxyde de carbone est absorbée par la solution MDEA dans la partie inférieure de l'absorbeur 105C001 alors qu'une élimination plus poussée du dioxyde de carbone pour atteindre la valeur résiduelle spécifiée d'environ 500 ppm v/v de CO₂ est réalisée dans la partie supérieure de l'absorbeur 105C001. Le gaz converti quitte l'absorbeur à la température d'admission de la solution régénérée, qui est d'environ 50°C. Les éventuelles gouttelettes de solution entraînées dans le gaz sont retenues par deux plateaux de transfert auxquels de la BFW est admis, et par un débrumiseur installé dans la partie supérieure de l'absorbeur 105C001. Les gouttelettes évacuées de l'absorbeur 105C001 au cours des perturbations opérationnelles sont séparées du gaz converti dans le séparateur 105F002.

La régénération du solvant chargé est effectuée par une expansion à deux étages qui libère la plus grande partie du CO₂ dissout. La plus grande partie du solvant est déversée sous forme de solution semi-régénérée dans la partie inférieure de la tour d'absorption. La partie

restante subit une régénération supplémentaire par décomposition à la vapeur et est déversée dans le haut de la tour d'absorption sous forme de solution régénérée.

Le CO₂ supplémentaire du gaz de détente HP est récupéré par l'absorbeur de détente HP. 105C005 pour avoir une quantité suffisante de CO₂ pour la production d'urée [4].

II.1.7. Méthanisation (Unité 106)

Les traces de CO et de CO₂ se trouvant dans le gaz converti sont de puissants contaminants pour le catalyseur de synthèse d'ammoniac. C'est la raison pour laquelle on doit les réduire à un niveau inférieur à 10 ppm (v/v).

Le gaz converti est chauffé à une température d'environ 3000 °C dans l'échangeur de chaleur gaz/gaz 106E001 par l'échangeur de chaleur avec du gaz chaud déjà méthanisé et est déversé dans le haut du réacteur de méthanisation 106R001. La température d'admission est contrôlée par une dérivation autour de l'échangeur de chaleur gaz/gaz 106E001. Pour le démarrage de l'unité, le gaz de procédé est chauffé jusqu'à la température de réaction dans le chauffage de démarrage 106E003 par de la vapeur de condensation HP.

Suite à la réaction exothermique de méthanisation, la température du gaz qui traverse le réacteur augmente. Le gaz chaud quittant le réacteur de méthanisation par le bas est refroidi dans l'échangeur de chaleur gaz/gaz 106E001. Le refroidissement final du gaz est réalisé dans le refroidisseur de gaz refroidi à l'eau 106E002. Le gaz, qui correspond alors à la spécification du gaz de synthèse pour la production d'ammoniac, est acheminé vers l'aspiration du compresseur de gaz de synthèse 107K001 par un refroidisseur de gaz d'appoint 107E007 et un séparateur d'aspiration 107F001 [4].

II.1.8. Compression du gaz de synthèse (Unité 107)

Le gaz de synthèse et le gaz récupéré au cours de la récupération d'hydrogène sont comprimés jusqu'au niveau de synthèse d'ammoniac, soit environ 200 bars absolus par le compresseur de gaz de synthèse 107K001 et déversé dans la boucle de synthèse comme appoint. Le compresseur de gaz de synthèse 107K001 est une machine centrifuge à trois étages et deux chambres. Il est utilisé en même temps pour la recirculation du gaz dans la boucle de synthèse d'ammoniac. A cette fin, un compresseur à turbine simple est intégré dans la seconde chambre (quatrième étage).

Un flux peu important de gaz de synthèse comme combustible de désulfuration (unité 101) est retiré du premier étage du compresseur du gaz de synthèse 107K001 sans le refroidir.

Le gaz de synthèse sortant du compresseur est refroidi dans le refroidisseur final 107E003 puis déversé via le séparateur final 107F004 dans la boucle de synthèse comme appoint [4].

II.1.9. Synthèse d'ammoniac (Unité 108)

La synthèse d'ammoniac à partir d'un mélange hydrogène/azote est réalisée dans la plage de température 390 °C à 510°C avec l'aide d'un catalyseur à base de fer qui contient des additifs constitués d'oxydes de métaux alcalins et de métaux alcalino-terreux.

Le gaz recyclé évacué de la phase de recyclage du compresseur de gaz de synthèse 107K001 est chauffé dans l'échangeur de chaleur gaz/gaz 108E003 à contre-courant du gaz chaud provenant du second échangeur de récupération de chaleur II 108E002. Il entre ensuite dans le premier convertisseur d'ammoniac 108R001, qui est un convertisseur radial à deux lits avec un échangeur de chaleur entre les lits catalytiques. Le convertisseur comprend une enveloppe résistant à la pression et un insert destiné à recevoir les lits catalytiques. Le gaz en circulation entre dans l'enveloppe du convertisseur au sommet et traverse l'échangeur de chaleur interne entre les lits catalytiques, côté tubes. Il est alors chauffé à environ 380°C par le gaz partiellement converti quittant le premier lit catalytique. En sortant de l'échangeur de chaleur interne, le gaz pénètre maintenant dans le premier lit catalytique en le traversant de la périphérie au centre. Le gaz de synthèse chaud partiellement converti provenant du premier lit catalytique est refroidi dans l'échangeur de chaleur susmentionné pour atteindre la température d'admission du deuxième lit catalytique. Après avoir traversé le second lit, le gaz quitte le convertisseur par un tube central.

Le gaz de synthèse partiellement converti quittant le premier convertisseur d'ammoniac 108R001 est refroidi dans le premier échangeur de récupération de chaleur I 108E001 en utilisant la chaleur de récupération du procédé pour produire une vapeur HP saturée à environ 127 bars absolus.

Le gaz en circulation quittant le premier échangeur de récupération de chaleur I 108E001 entre dans le troisième lit catalytique se trouvant dans le second convertisseur d'ammoniac 108R002. La chaleur de procédé est récupérée dans le second échangeur de récupération de chaleur II 108E003 sous forme de vapeur saturée HP à environ 127 bars absolus.

A la sortie de l'échangeur de récupération de chaleur II 108E002, le gaz de réaction est encore refroidi et l'ammoniac produit est condensé par un refroidissement successif.

Le gaz d'appoint provenant du compresseur de gaz de synthèse 107K001 est ajouté au gaz en circulation en aval du groupe de refroidissement boucle II 108E007. L'introduction de gaz d'appoint dans la boucle à ce stade est une mesure de protection du catalyseur de gaz de synthèse d'ammoniac car les traces de H₂O et de CO₂ se trouvant dans le gaz de synthèse sont éliminées par l'ammoniac liquide formé.

L'ammoniac condensé est extrait de la boucle dans un séparateur intégré dans l'échangeur froid 108E005 et dans le séparateur 108F002 situés en aval du groupe de refroidissement, boucle II 108E007. Le gaz revient à l'étage de recyclage du compresseur de gaz de synthèse 107K001 via l'échangeur froid 108E005 où il est réchauffé. L'ammoniac liquide provenant de l'échangeur de chaleur 108E005 et du séparateur 108F002 est détendu séparément dans le ballon de détente 1080001 qui fonctionne à une pression d'environ 20 bars absolus. Après le ballon de détente, la plus grande partie de l'ammoniac produit est acheminée vers l'unité d'urée pour traitement. Le surplus d'ammoniac est transféré au stockage d'ammoniac dans les unités 051 ou 052 via la réfrigération (unité 109).

Les gaz dissous qui sont dégagés par l'ammoniac liquide au cours de sa dépressurisation sont traités dans l'absorbeur de gaz de détente 110C001 pour récupérer l'ammoniac (unité 110).

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 103R001 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 108E007 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 110 et 111) [4].

II.1.10. Réfrigération (Unité 109)

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 1080001 pour arriver dans la synthèse d'ammoniac puis est envoyé dans la cuve pressurisée intermédiaire 1090002. 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 109P002A1B 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 surpresseurs à vis motorisés 109K211/221 et un compresseur de

réfrigération à turbine vapeur 109K001 pour atteindre une pression d'environ 15,8 bars absolus avant d'être condensé dans le condensateur d'ammoniac 109E001 avec de l'eau de refroidissement. L'ammoniac liquéfié est collecté dans le receveur d'ammoniac 1090001 [4].

II.1.11. Récupération d'ammoniac (Unité 110)

L'ammoniac contenu dans les gaz du gaz de purge de la boucle de synthèse d'ammoniac, les gaz de détente du ballon de détente 1080001 et les gaz inertes de l'unité de réfrigération sont récupérés en utilisant de l'eau comme adsorbant.

L'ammoniac est récupéré dans l'eau sous forme d'ammoniac pur par distillation. ^[4]

II.1.12. Récupération du gaz de purge (Unité 111)

L'hydrogène contenu dans le gaz de purge provenant de la boucle de synthèse de l'ammoniac est récupéré et recyclé vers le côté aspiration du compresseur de gaz de synthèse 107K001. Le gaz de dégagement, contenant principalement du méthane et de l'azote, est utilisé comme gaz combustible dans le reformeur principal 103B001.

La récupération d'hydrogène est un ensemble autonome fourni par un fabricant expérimenté. Le procédé sélectionné est basé sur la technologie des membranes semi-perméables [4].

II.1.13. Décomposeur de condensat (Unité 180)

Le condensat collecté dans le séparateur de condensat de procédé 105F001 (unité 105) est évacué par des pompes d'alimentation du décomposeur 180P001A1B vers le préchauffage du condensat 180E001. En plus, le condensat intermédiaire provenant du compresseur de CO₂ 020K002 (unité 020) est associé au condensat du procédé ammoniac avant d'être chauffé dans le préchauffage du condensat 180E001. Le condensat mixte est chauffé à contre-courant du condensat décomposé avant d'être introduit dans le décomposeur de condensat 180C001 à une température approximative de 236 °C.

Le condensat traverse le décomposeur où il est chauffé et décomposé par une partie de la vapeur MP fournie dans la partie inférieure du décomposeur. Au cours de ce processus, les gaz dissous dans le condensat sont éliminés et dégagés vers le procédé à partir d'une conduite de sortie de gaz au sommet.

Le condensat décomposé est stocké en bas du décomposeur à un niveau fixe au moyen d'une soupape de régulation du niveau à la sortie du préchauffeur de condensat 180E001.

Le condensat décomposé, à une température approximative de 262 °C, est transféré via le préchauffage du condensat 180E001 et le calorifère 103E004 (unité 103) vers la déminéralisation (unité 090). Le condensat décomposé est utilisé pour préchauffer l'air de

déminéralisation (unité 090). Le condensat décomposé est utilisé pour préchauffer l'air de combustion dans le calorifère 103E004.

Une partie de la vapeur de procédé est utilisée pour décomposer le condensat de procédé dans le décomposeur de condensat 180C001. Le flux supérieur est alors admis dans le débit principal de vapeur de procédé en amont de l'alimentation/surchauffeur de vapeur A 103B003-E11 dans la rampe de convection 103B003 du reformeur primaire 103B001 [4].

II.1.14. Désaérateur et pompes BFW y compris circuit vapeur et condensat (Unité 182)

II.1.14.1. Conditionnement et alimentation de l'eau d'alimentation chaudière

L'eau déminéralisée fournie à l'unité ammoniac est préchauffée dans un préchauffage d'eau déminéralisée 105E004 avant d'être introduite dans le désaérateur 1820001. Le désaérateur fonctionne à une pression d'environ 2,7 bars absolus, maintenue par l'addition de vapeur LP saturée. Le piégeage d'oxygène final et la régulation du pH de l'eau d'alimentation de la chaudière sont effectués en injectant des produits chimiques et de l'eau ammoniacale.

Tous les consommateurs d'eau d'alimentation chaudière haute pression sont alimentés par des pompes d'eau d'alimentation chaudière 182P001 A/B (la pompe A est à turbine vapeur, la pompe B à moteur électrique).

Ces consommateurs situés à 02 niveaux sont :

- Au niveau haute pression:
 - Ballon vapeur 1030001 ;
 - Système de refroidissement à pulvérisation 103B002-E03 et 103E003 ;
 - Chaudière de récupération de chaleur I 108E001 et chaudière de récupération de chaleur II 108E002.
- Au niveau moyenne pression:
 - Absorbeur 105C001 ;
 - Différents systèmes de refroidissement à pulvérisation [4].

II.1.14.2. Production et fourniture de vapeur

• Vapeur HP

Dans l'unité 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 103E001 dans l'unité 103-reformage de vapeur et récupération de chaleur
- Echangeur de récupération de chaleur I 108E001 et échangeur de récupération de chaleur II 108E002 dans l'unité 108 synthèse d'ammoniac

La vapeur saturée de ces deux sources est surchauffée consécutivement à 535 °C dans le surchauffeur de vapeur HP 103E002 (en aval du reformeur secondaire 103R001) et dans le surchauffeur de vapeur HP 103E002-E31/ -E32 de la rampe de convection 103B002. Toute la vapeur haute pression surchauffée est fournie à la turbine du compresseur de gaz de synthèse 1071\11T01 et à la turbine du compresseur d'air industriel 102MT01 [4].

• 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 107MT01 et de la turbine du compresseur d'air industriel 102MT01. Les consommateurs de vapeur MP dans l'unité ammoniac sont:

- Le reformeur primaire 103B001 sous forme de vapeur de procédé ;
- La turbine du compresseur de réfrigération 109MT01 ;
- La turbine du compresseur de CO₂ 020MT02 ;
- La turbine de la pompe d'eau d'alimentation chaudière 182MT01 ;
- Le rebouilleur 110E004 ;
- Le préchauffeur d'azote 101E003 (uniquement au démarrage) ;
- Le décomposeur de condensat 180C001 ;
- Le reformeur secondaire 103R001 (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 [4].

• Vapeur LP

La vapeur basse pression à environ 4,5 bars absolus produite dans le générateur de vapeur LP 105E001 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 182MT01 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 103E001, du premier échangeur de récupération de chaleur I 108E001 et du second échangeur de récupération de chaleur II 108E002 est détendue dans le ballon de condensat 1820002. La vapeur détendue obtenue est envoyée vers le désaérateur. L'eau de purge et le condensat de procédé provenant de l'élimination du CO₂ (unité 105) 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. ^[4]

CHAPITRE III :
DESCRIPTION DE L'UNITE

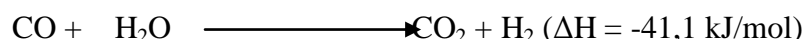
104

CHAPITRE III : DESCRIPTION DE L'UNITE 104**III.1. Introduction**

Après le reformage primaire et le reformage secondaire, le gaz gazeux est plus au moins prés pour la synthèse de l'ammoniac sauf qu'il contient du CO et du CO₂, qui sont des poisons pour la suite du procédé, dans l'unité 104, le monoxyde de carbone contenue dans le gaz de synthèse est convertie en dioxyde de carbone, et ce dernier est extrais du gaz dans l'unité 105.

Ce chapitre est consacré pour donner une description détaillé du procédé, des équipements et des valeurs de consommation de l'unité 104.

Dans la conversion catalytique [1] du CO, la majeure partie du CO contenu dans le gaz est convertie en CO₂ sur un catalyseur selon la formule suivante :



Cette réaction est exothermique, c'est-à-dire que la température de sortie du gaz est supérieure à la température d'entrée du gaz.

Pour des raisons d'équilibre chimique, la réaction est subdivisée en deux étapes. Le gaz est refroidi avec de l'eau d'alimentation chaudière entre ces deux étapes.

Les deux étapes sont la conversion catalytique du CO à haute température et la conversion catalytique du CO à basse température [1].

La description détaillé du schéma du procédé se trouve dans l'annexe E.

III.2. Description du procédé**III.2.1. Conversion catalytique du CO à haute température**

Le gaz sortant du reformeur secondaire 103R001 passe à travers le refroidisseur de gaz de procédé 103E001 et le surchauffeur de vapeur HP 103E002, situés en aval, afin d'abaisser sa température à la valeur requise à l'entrée du convertisseur HT 104R001, 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 104R001 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.

III.2.2. Conversion catalytique du CO à basse température

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 104E001, 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 104R002.

La chaleur provenant du gaz de procédé à la sortie du convertisseur BT 104R002 est utilisée pour préchauffer l'eau d'alimentation chaudière dans le préchauffeur d'eau d'alimentation chaudière 104E002.

III.3. Equipements

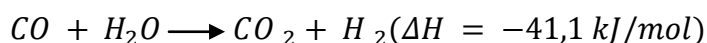
Afin que l'unité de conversion du CO assure le rendement et les résultats voulus par le constructeur, elle comprend les 04 équipements suivant :

- Un réacteur de conversion à haute température (HTS) nommé 104R001.
- Un échangeur de chaleur nommé 104E001
- Un réacteur de conversion à basse température (LTS) nommé 104R002
- Un échangeur de chaleur nommé 104E002

III.3.1. Le réacteur de conversion 104R001

III.3.1.1. Définition

Le 104R001 (Figure III.4) 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 13,7 % à 3,25 % mole, par conséquent il convertit la majeure quantité du CO



Figure III.4 : Réacteur 104R001

La description détaillée du schéma du réacteur 104R001 se trouve dans l'annexe A.

III.3.1.2. Spécifications techniques

Afin que le fonctionnement du réacteur soit à la hauteur des attentes il faut que les spécifications techniques et les consignes du fabricant soient appliquée avec exactitude et précision.

Les spécifications techniques les plus essentiels à connaitre sont les suivant :

Tableau III.1 : Spécifications techniques du réacteur104R001 [4]

Position		Verticale
Température du design	(°C)	480,0
Température opératoire	(°C)	443,0
Pression du design	(bar)	43,00
Pression partielle de l'hydrogène	(bar)	17,32
Pression opératoire	(bar)	39,900
MDMT(minimum design metal temperature) (°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

III.3.1.3. Le catalyseur

Le catalyseur Katalco 71-5 (Figure III.5) sera utilisé pour la conversion catalytique du CO à haute température. Katalco71-5 est un catalyseur à base d'oxyde de fer avec du chrome comme activateur. Ce catalyseur se présente sous la forme de granulés de 8,5 mm de diamètre

par 4,9 mm de hauteur, avec une densité apparente d'environ 1220 kg/m³. La température de réaction normale est comprise entre 330 et 450 °C [4].

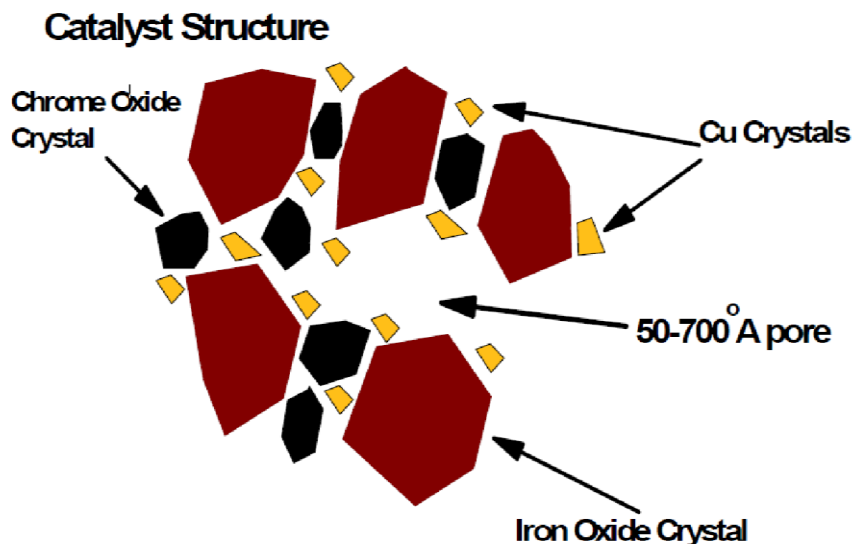


Figure III.5 : Le Catalyseur du HTS

Le tableau suivant montre les spécifications du catalyseur Katalco 7-5 :

Tableau III .2 : Spécifications du catalyseur du HTS [4]

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

III.3.2. L'échangeur de chaleur 104E001

III.3.2.1. Définition

C'est un échangeur à faisceau tubulaire (tube – calandre) 2.2 (Figure 10), dont le gaz de synthèse passe dans les tubes en entrant avec une température de 442,4°C et sorte à une température de 198°C. Le liquide, qui est l'eau, passe dans le coté calandre, en entrant à une température de 173,9°C et sorte à 308,6°C [2].



Figure III.6 : L'échangeur de chaleur 104E001 Une description détaillée de l'échangeur 104E001 se trouve dans l'annexe B.

III.3.2.2. Spécifications techniques de l'échangeur 104E001

N'importe quel équipement industriel a ce qu'on appelle une fiche de spécifications techniques, dans le cas de notre échangeur, on a pu résumer les spécifications les plus importantes dans le tableau suivant :

Tableau III.3 : Spécifications techniques de l'échangeur 104E001 [2]

		Coté calandre		Coté tubes	
		Entrée	Sortie	Entrée	Sortie
Position	Horizontale	-	-	-	-
Diamètre intérieur de la calandre mm	1920	-	-	-	-
La surface d'échange m ² (par échangeur)	1152,45	-	-	-	-
Condition physiques	-	Liquide	Liquide	Gaz	Gaz
Densité kg/m ³	-	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/m ² .K	627,0	-	-	-	-

III.3.3. Le réacteur de conversion 104R002

III.3.3.1. Définition

Le 104R002 (Figure III.7) 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 [5].



Figure III.7 : Réacteur 104R002

Une description détaillée du schéma du réacteur 104002 se trouve dans l'annexe C.

III.3.3.2. Spécifications techniques du réacteur 104R002

Afin que le fonctionnement du réacteur soit à la hauteur des attentes il faut que les spécifications techniques et les consignes du fabricant soient appliquées avec exactitude et précision.

Les spécifications techniques les plus essentielles à connaître sont les suivantes :

Tableau III.4: Les spécifications techniques du réacteur 104R002 [5]

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 metal temperature)(°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

III.3.3.3. Le catalyseur

Pour la conversion catalytique du CO à basse température, on utilisera le catalyseur de type Katalco 83-3 (Figure III.8). 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 [4].

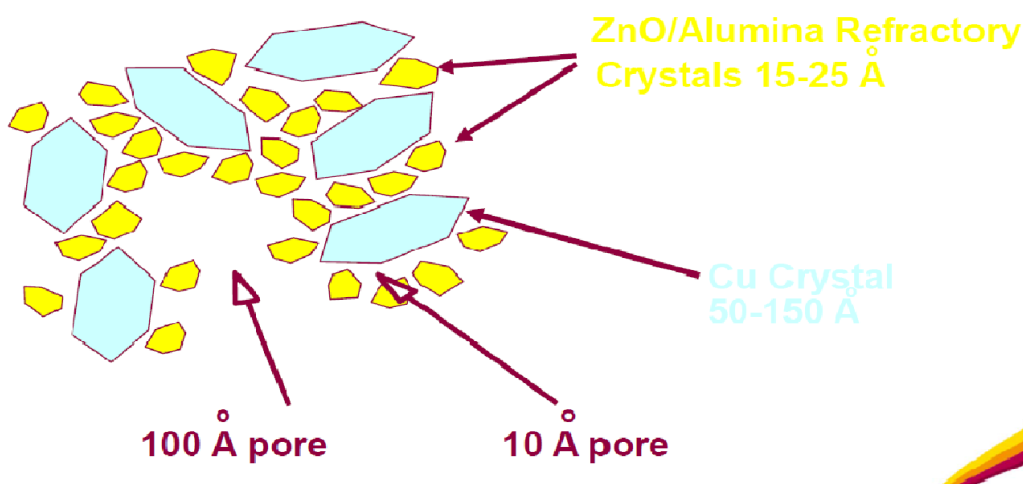


Figure III.8 : Le catalyseur du LTS

Tableau III.5 : Spécifications du catalyseur du réacteur LTS [4]

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

III.3.4. L'échangeur de chaleur 104E002

III.3.4.1. Définition

Le 104E002, c'est un échangeur de chaleur à faisceau tubulaire dont le gaz passe au côté tubes en entrant à une température de 222°C et sorte à une température de 164°C, et le liquide (l'eau) passe par le côté calandre en entrant avec une température de 130°C et sorte à une température de 174°C

Une description détaillée du schéma de l'échangeur se trouve dans l'annexe D.

III.3.4.2. Spécifications techniques de l'échangeur 104E002

Les spécifications techniques de l'échangeur 104R002 sont mentionnées dans le tableau suivant :

Tableau III.6: Les spécifications technique de l'échangeur 104E002 [3]

		Coté calandre		Coté tubes	
		Entrée	Sortie	Entrée	Sortie
Position	Horizontale	-	-	-	-
Diamètre intérieur de la calandre (mm)	1490,00	-	-	-	-
La surface d'échange (m ²)	839,37	-	-	-	-
Condition physiques	-	Gaz	Liquide, gaz	Liquide	liquide
Densité (kg/m ³)	-	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/m ² .K)	967	-	-	-	-

III.4. Utilités et valeurs de consommation

III.4.1. En fonctionnement continu

- **Alimentation électrique :** Pour le chauffage, l'éclairage et les instruments
- **Eau d'alimentation chaudière :** Pour utiliser le surplus de chaleur contenu dans le gaz de procédé entre les convertisseurs catalytiques du CO et après ces derniers, de l'eau d'alimentation chaudière à une température d'admission d'environ 130 °C est utilisée dans le préchauffeur d'eau d'alimentation chaudière

104E002 et le préchauffeur d'eau d'alimentation chaudière 104E001 [1].

- **Air instruments** : Pour les instruments de mesure et de commande.

III.4.2. Fonctionnement intermittent

- **Azote** : De l'azote sera nécessaire pour le démarrage et la mise à l'arrêt de l'unité.
- **Hydrogène (GAZ DE PROCEDE)** : De l'hydrogène (gaz de procédé) en aval de l'absorbeur 105C001 fourni par l'extraction du CO₂ sera utilisé lors du premier démarrage pour la réduction du catalyseur de conversion du CO à basse température.
- **Vapeur MP** : De la vapeur MP à environ 50 bars absolus et à environ 415 °C est nécessaire pour chauffer l'azote pendant la réduction du catalyseur de conversion du CO à basse température.
- **Eau de refroidissement** : De l'eau de refroidissement est nécessaire pour refroidir l'azote pendant la réduction du catalyseur de conversion du CO à basse température.
- **Alimentation électrique** : Pour les machines.

III.4.3. Valeurs de consommation

La conversion catalytique du CO est autonome pendant le fonctionnement de l'unité. Seul l'air instruments et l'alimentation électrique sont nécessaires en tant qu'utilités extérieures [1].

Les valeurs de consommation attendues pour la réduction du catalyseur de conversion du CO à BT sont les suivants :

Gaz riche en hydrogène (23500 Nm³) : 73 %

Azote pour le cycle : 5000 Nm³

Azote pour la mise à l'arrêt : 1200 Nm³

Vapeur MP (pour 101E003) : 800 kg/h

Alimentation électrique pour le Compresseur de gaz naturel 101K001 : 326 kWh/h

CHAPITRE IV : ETUDE DE
PERFORMANCES DE
L'UNITE 104

CHAPITRE IV : ETUDE DE PERFORMANCE DE L'UNITE 104

IV.1. Introduction

L'étude de performance d'une unité quelconque signifie l'étude et la vérification de chaque équipement compris dans l'unité, sachant que la diversité des équipements dans l'industrie est gigantesque cela dit que chaque équipement a sa propre méthode de calcul.

L'unité a étudiée comprend deux type d'équipements, des échangeurs et des réacteurs, ces derniers sont étudiés dans ce qui suit avec des méthodes bien déterminées, à la fin de cette partie nous aurons aboutit à des résultats avec lesquels on peut juger sur les performances de l'unité.

IV.2. Les équipements étudiés

Les équipements sont étudiés séparément et selon l'ordre du procédé et sont les suivants :

- Le réacteur HTS 104R001 ;
- L'échangeur 104E001 ;
- Le réacteur LTS 104R002 ;
- L'échangeur 104E002

IV. 2.1. Le réacteur HTS 104R001

IV.2. 1.1. Vérification des performances du réacteur

Le réacteur 104R001 est un réacteur de conversion et tel que son nom l'indique, il se passe une conversion dans le réacteur, ce taux de conversion est le repère sur lequel on se base afin de vérifier les performances de l'unité.

➤ Calcul du rendement du réacteur

Sachant qu'on connaît le taux de conversion pour lequel le réacteur est conçu, et aussi à la sortie du réacteur il y a un indicateur du pourcentage du CO contenue dans le gaz de synthèse, alors c'est facile de savoir le rendement du réacteur.

$$\text{Rendement} = \frac{\text{le taux de conversion actuel}}{\text{le taux de conversion du design}}$$

Calcul du taux de conversion du design

$$T = \frac{\% \text{ du CO à l'entré} - \% \text{ du CO à la sortie}}{\% \text{ du CO à l'entré}}$$

$$T = \frac{13,7 - 3,25}{13,7} = 0,766 \quad \Rightarrow \quad T = 76,6 \%$$

$$\text{Calcul du taux de conversion actuel : } T' = \frac{\% \text{ du CO à l'entré} - \% \text{ du CO à la sortie}}{\% \text{ du CO à l'entré}}$$

Pendant la période d'étude qui a durée 26 jours, on a constaté que les pourcentages du CO à l'entrée et en sortie du réacteur sont variables, ce qui nous a mené à calculer la moyenne :

Tableau IV.1 : les quantités du CO à l'entrée et à la sortie du réacteur HTS

JOUR	% (molaire) du CO à l'entrée du réacteur HTS	% (molaire) du CO à la sortie du réacteur HTS
01-01-19	10,20	2,22
02-04-19	7,9	2,24
03-04-19	8,31	2,17
04-04-19	8,05	2,17
05-04-19	8,06	2,22
06-04-19	8,90	2,15
07-04-19	9,00	2,26
08-04-19	7,98	2,19
09-04-19	7,10	2,18
10-04-19	7,15	2,22
11-04-19	8,11	2,27
12-04-19	7,89	2,18
13-04-19	8,81	2,13
14-04-19	7,40	2,20
15-04-19	8,15	2,62
16-04-19	7,78	2,23
17-04-19	7,81	2,20
18-04-19	8,30	2,24
19-04-19	7,62	2,27
20-04-19	7,53	2,21
21-04-19	8,44	2,22
22-04-19	7,54	2,23
23-04-19	7,60	2,23
24-04-19	7,79	2,23
25-04-19	7,56	2,06
26-04-19	8,17	2,18
La Moyenne	8,53	2,22

$$T' = \frac{8,53 - 2,22}{8,53} \times 100 \Rightarrow T' = 74,23 \%$$

$$\text{Rendement} = \frac{\text{le taux de conversion actuel}}{\text{le taux de conversion du design}} \times 100$$

$$\text{Rendement} = \frac{74,23}{76,6} \times 100 = 96,90 \%$$

Rendement = 96,90 %

❖ Le rendement du réacteur HTS 104R001 est de : **96,90 %**

IV.2.2. L'échangeur 104E001

Le rôle d'un échangeur est de transférer une quantité de chaleur d'un fluide chaud à un fluide froid sans qu'il y est contact. Cette quantité de chaleur est interprétée généralement par la grandeur nommée le flux de chaleur.

Afin que le flux de chaleur soit optimum, la conception de l'échangeur doit être faite par la méthode la plus correcte et la plus rentable possible.

L'étude suivante comprend un redimensionnement de l'échangeur afin de s'assurer que la conception est correcte, et aussi fait l'objet de vérification des performances de l'échangeur avec les paramètres actuelles.

Sachant que l'échangeur est du type tube-calandre et que la méthode utilisée est la méthode DTLM, alors les données qu'on utilisera sont résumées dans les tableaux suivants :

Tableau IV.2 : les paramètres opératoires du design de l'échangeur 104E001

		Coté tube	Coté calandre
Débit	kg/h	299437	240057
ρ	kg/m^3	13,2	798
C_p	$\text{kJ/kg.}^\circ\text{C}$	2,1483	4,8433
μ	cP	$4,2923 \cdot 10^{-2}$	2,1289
λ	$\text{kcal/h.m.}^\circ\text{C}$	0,10536	0,595
h_d	$\text{kcal/m}^2 \cdot \text{h.}^\circ\text{C}$	3312,47	10014
$T_{\text{Ce/fe}}$	$(^\circ\text{C})$	442	174
$T_{\text{Cs/fs}}$	$(^\circ\text{C})$	198	309

Tableau IV.3: les paramètres opératoires actuels de l'échangeur **104E001**

		Coté tube	Coté calandre
Débit	kg/h	312480	228276
ρ	kg/m ³	13,2	798
C_p	kJ/kg. °C	2,1483	4,8433
μ	cP	4,2923 * 10 ⁻²	2,1289
λ	kcal/h.m.°C	0,10536	0,595
h_d	kcal/m ² .h.°C	3312,47	10014
$T_{Ce/fe}$	(°C)	416,7	170
$T_{Cs/fs}$	(°C)	200	298,1

IV.2.2.1. La vérification des performances de l'échangeur 104E001

La vérification des performances d'un équipement quelconque consiste à faire une comparaison entre son état actuel avec le design, autrement dit c'est calculer son rendement.

➤ **Le calcul du rendement de l'échangeur :**

Un échange de chaleur est quantifié avec la grandeur nommée flux de chaleur

Le flux de chaleur actuel échangé :

$$\emptyset = W \times C_p (T_{chaud} - T_{froid}) \dots\dots\dots (1)$$

$$\emptyset = 83,18 \times 2,1483 (416,7 - 200) = \mathbf{38723,34 \text{ kW}}$$

$$\emptyset = \mathbf{38723,34 \text{ kW}}$$

Calcul du rendement :

Sachant que le flux de chaleur calculé dans le design et qui devrait être échangé est :

43600 kW

$$\text{Rendement} = \frac{\text{le flux de chaleur actuel}}{\text{le flux de chaleur du design}} \times 100$$

$$R = \frac{38723,34}{43600} \times 100 = 88,81\%$$

Le rendement est égal à : **88,81 %**

IV.2.2.2. Redimensionnement de l'échangeur 104E001

Il y a plusieurs méthodes pour le dimensionnement d'un échangeur, dans notre cas on a choisi la méthode de DTLM.

❖ **Méthode DTLM**

La méthode de la différence de température logarithmique moyenne (DTLM) est la méthode classique de calcul ; grâce à elle, la puissance thermique de l'échangeur est déterminée. Cette

méthode est utilisée d'habitude pour le calcul de dimensionnement d'un échangeur, quand on connaît ou l'on peut déterminer, à la base du bilan énergétique de l'appareil, les températures d'entrée et de sortie des agents, nécessaires pour le calcul de ΔTLM pour les autres types de calcul thermique, l'application de la méthode DTLM n'est pas conseillée ; dans ces cas la détermination des températures d'entrée ou de sortie de l'appareil des agents est très laborieuse [7] .

❖ **L'application de la méthode de DTLM**

➤ **Le bilan thermique**

$$\varnothing_c = 43600,12 \text{ kW}$$

$$\varnothing_f = 43598,41 \text{ kW}$$

➤ **ΔTLM**

$$\Delta TLM = \frac{(TC1-Tfs) - (TC2-Tfe)}{\ln \frac{(TC1-Tfs)}{(TC2-Tfe)}} \dots\dots\dots(2)$$

$$\Delta TLM = 63,66 \text{ }^\circ\text{C}$$

➤ **La surface d'échange**

$$A = \frac{\varnothing}{U \cdot \Delta TLM} \dots\dots\dots(3)$$

$$A = 1093,33 \text{ m}^2$$

➤ **La vitesse dans les tubes**

$$V = \frac{W}{\rho \cdot S \cdot nt} \dots\dots\dots(4)$$

$$V = 19,74 \text{ m/s}$$

➤ **La longueur des tubes**

$$L = \frac{A}{nt \cdot \pi \cdot di} \dots\dots\dots(5)$$

$$L = 11,57 \text{ m}$$

Ce qui fait : $L = 5,784 \text{ m}$ par passage

➤ **Calcul de perte de charge cote tube**

$$Re = \frac{\rho \cdot V \cdot di}{\mu} \dots\dots\dots(7)$$

$$Re = 82013,69$$

Sachant que $ft = 0,01$

$$\lambda' = 4ft \dots\dots\dots(8)$$

$$\lambda' = 0,04$$

$$\Delta P = n_{chicanes} \cdot \Delta P_L + (n+1)\Delta P_T \dots\dots\dots(9)$$

$$\Delta P = 1,12517 \text{ bar}$$

Calcul de pertes de charge cote calandre

On a

$$GL = 613,7395 \quad \text{et} \quad \rho = 798$$

$$\Delta P = \frac{GL^2}{\rho}$$

$$\Delta P = 472,025 \text{ Pascal}$$

➤ **Calcul Coefficient De Transfert De Chaleur U_{sc}**

$$\frac{1}{U_{sc}} = \frac{1}{h_{di}} + \frac{1}{h_i} + \frac{e}{\lambda \frac{de+di}{2di}} + \frac{1}{he \frac{de}{di}} + \frac{1}{h_{di} \frac{de}{di}} \dots\dots\dots(10)$$

$$\frac{1}{U_{sc}} = \frac{1}{3846} + \frac{1}{1541} + \frac{2,77 \cdot 10^{-3}}{45 \cdot \frac{0,01905+0,1351}{2 \cdot 0,1351}} + \frac{1}{2588,3 \cdot \frac{0,01905}{0,1351}} + \frac{1}{11627,9 \cdot \frac{0,01905}{0,1305}}$$

$$U_{sc} = 772,195 \text{ W/m}^2\text{K}$$

On a comme donnee'

$$h_i = 1541,02 \text{ W/ m}^2\cdot\text{K}$$

$$G_m = 458,54$$

$$Re = 4103,14$$

$$Pr = 17,25$$

$$Nu = 82,87$$

$$h_e = 2588,3 \text{ W/m}^2\cdot\text{K}$$

$$U_{sc} = 772,195 \text{ W/m}^2\text{K}$$

$$\left\{ \begin{array}{l} R = \frac{U_{sc}}{U_s} \\ R = \frac{772,195}{627} \end{array} \right. \Rightarrow R = 1,2315$$

L'échangeur est surdimensionné et le surdimensionnement est égale à :

$$R - 1 = 0,2315$$

$$A' = A - (R - 1) \times A$$

La surface d'échange qui devrait être est : $A' = 842,52 \text{ m}^2$

IV.2.3 Le réacteur 104R002

IV.2.3.1. La vérification des performances du réacteur 104R002

La vérification des performances de ce réacteur consiste à connaître son rendement.

Le calcul du rendement

$$R = \frac{\text{le taux de conversion actuel}}{\text{le taux de conversion du design}}$$

Calcul du taux de conversion du design :

$$T = \frac{\text{pourcentage du CO à l'entrée} - \text{pourcentage du CO à la sortie}}{\text{pourcentage du CO à l'entrée}}$$

$$T = \frac{3,25 - 0,33}{3,25} \times 100 = 89,8\% \quad \Rightarrow \quad T = 89,8\%$$

Calcul du taux de conversion actuel :

$$T' = \frac{\text{pourcentage du CO à l'entrée} - \text{pourcentage du CO à la sortie}}{\text{pourcentage du CO à l'entrée}}$$

Pendant la période d'étude qui a duré 26 jours, on a constaté que les pourcentages du CO à l'entrée et en sortie du réacteur sont variables, ce qui nous a mené à calculer la moyenne :

Tableau IV.4: les quantités du CO à l'entrée et à la sortie du réacteur LTS

JOUR	%(molaire) du CO à l'entrée du réacteur LTS	% (molaire) du CO à la sortie du réacteur LTS
01-04-19	2,22	0,32
02-04-19	2,24	0,33
03-04-19	2,17	0,36
04-04-19	2,17	0,41
05-04-19	2,22	0,17
06-04-19	2,15	0,22
07-04-19	2,26	0,34
08-04-19	2,19	0,37
09-04-19	2,18	0,33
10-04-19	2,22	0,30
11-04-19	2,27	0,29
12-04-19	2,18	0,28
13-04-19	2,13	0,32
14-04-19	2,20	0,37
15-04-19	2,62	0,37
16-04-19	2,23	0,35

17-04-19	2,20	0,33
18-04-19	2,24	0,32
19-04-19	2,27	0,27
20-04-19	2,21	0,34
21-04-19	2,22	0,40
22-04-19	2,23	0,39
23-04-19	2,23	0,29
24-04-19	2,23	0,31
25-04-19	2,06	0,31
26-04-19	2,18	0,32
La Moyenne	2,22	0,31

$$T' = \frac{2,22 - 0,31}{2,22} \times 100 = 86,03\% \quad \Rightarrow \quad T' = 86,03 \%$$

$$\text{Rendement} = \frac{\text{le taux de conversion actuel}}{\text{le taux de conversion du design}}$$

$$\text{Rendement} = \frac{86,03}{89,8} \times 100 = 95,80\% \quad \text{Rendement} = \mathbf{95,80 \%$$

Le rendement du réacteur LTS 104R002 est de : **95,80%**

IV.2.4. L'échangeur 104E002

Sachant que l'échangeur est du type tube-calandre et que la méthode utilisée est la méthode ΔTLM , alors les données qu'on utilisera sont résumées dans les tableaux suivants :

Tableau IV.5 : Les paramètres opératoires du design de l'échangeur 104E002

		Coté tube	Coté calandre
Débit	kg/h	362265	299437
ρ	kg/m ³	880	13,2
C_p	kJ/kg. °C	2,1483	4,8
μ	Cp	2,12	1,9941 *10 ⁻²
λ	kcal/h.m.°C	0,595	0,105
h_d	kcal/m ² .h.°C	3532	9090
$T_{Ce/fe}$	(°C)	174	164
$T_{Cs/fs}$	(°C)	130	222

Tableau IV.6 : les paramètres opératoires actuels de l'échangeur 104E002

		Coté tube	Coté calandre
Débit	kg/h	362265	2994337
ρ	kg/m ³	880	13,2
C_p	kJ/kg. °C	2,1483	4,8
μ	cP	2,12	1,9941 *10 ⁻²
λ	kcal/h.m.°C	0,595	0,105
h_d	kcal/m ² .h.°C	3532	9090
$T_{Ce/fe}$	(°C)	222,4	130
$T_{Cs/fs}$	(°C)	164,1	173,9

IV.2.4.1. La verification des performances

➤ Le calcul du rendement de l'échangeur :

Un échange de chaleur est quantifié avec la grandeur nommée flux de chaleur.

Le flux e chaleur actuel échangé :

$$\emptyset = W \cdot C_p (T_{\text{chaud}} - T_{\text{froid}}) \quad \Rightarrow \quad \emptyset = 14209,85 \text{ kW}$$

$$\emptyset = 66,68 \cdot 4,8433 \cdot (174 - 130)$$

Calcul du rendement :

Sachant que le flux de chaleur calculé dans le design et qui devrait être échangé est :

19300 Watt

$$\text{Rendement} = \frac{\text{le flux de chaleur actuel}}{\text{le flux de chaleur du design}} \times 100$$

$$R = \frac{14209,85}{19300} \times 100 = 73,62\% \quad \Rightarrow \quad \text{le rendement est égal à : } \mathbf{73,62\%}$$

IV.2.4.2. Redimensionnement de l'échangeur

Il y a plusieurs méthodes pour le dimensionnement d'un échangeur, dans notre cas on a choisi la méthode de DTLM (défini précédemment).

➤ Le bilan thermique

$$\emptyset = 14209,85 \text{ kW}$$

➤ ΔTLM

$$\Delta TLM = 20,87 \text{ °C}$$

➤ La surface d'échange

$$A = 703,7 \text{ m}^2$$

➤ La vitesse dans les tubes

$$V = 21 \text{ m/s}$$

➤ **La longueur des tubes**

$$L = 7,13 \text{ m}$$

➤ **Calcul de perte de charge cote tube**

On a

$$Re = 96322,64$$

$$\text{Sachant que } f_t = 0,0001$$

$$\lambda' = 0,0004$$

$$\Delta P = 60753,8362 \text{ Pascal}$$

➤ **Calcul de pertes de charge cote calandre**

Les Donnée

$$G_L = 513,809$$

$$\Delta P = 300 \text{ Pascal}$$

$$G_T = 227,43$$

$$N = 49,6$$

$$F_T = 0,1366$$

$$\Delta P_T = 2654,435 \text{ Pascal}$$

$$\Delta P = 40244 \text{ Pascal}$$

➤ **Calcul Coefficient De Transfert De Chaleur U_s**

$$h_i = 2928,24$$

$$G_m = 342,04$$

$$Re = 2091,7$$

$$Pr = 0,405$$

$$Nu = 16,03$$

$$h_e = 1330 \text{ W/m}^2\text{.K}$$

$$U_{sc} = 1100 \text{ W/m}^2\text{K}$$

$$\left. \begin{array}{l} R = \frac{U_{sc}}{U_s} \\ R = \frac{1100}{967,5} \end{array} \right\} \Rightarrow R = 1,13695$$

L'échangeur est surdimensionné et le surdimensionnement est égale à :

$$\mathbf{R-1 = 0,1369.}$$

$$A' = A - (R-1) \cdot A$$

$$A' = \mathbf{607,36 \text{ m}^2}$$

La surface d'échange qui devrait être est : **607,36 m².**

IV.3. Résultats

Le calcul précédent a mené aux résultats suivants :

Tableau IV.7 : Résultats de l'étude et la vérification des performances de l'unité 104

Equipement	Résultats
Réacteur 104R001	- Le réacteur fonctionne avec un rendement de 96,90%
Réacteur 104R002	- Le réacteur fonctionne avec un rendement de 95,80%
Echangeur 104E001	- L'échangeur fonctionne avec un rendement de 88,81% - L'échangeur est surdimensionné de 23,15%
Echangeur 104E002	- L'échangeur fonctionne avec un rendement de 73,62% - L'échangeur est surdimensionné de 13,69%

Selon les résultats résumés précédemment, on peut dire que :

- Le rendement des deux réacteurs est presque 100%.
- Le rendement des deux échangeurs est un peu bas mais plutôt acceptable.
- Le surdimensionnement des deux échangeurs est fort probable voulu par le constructeur afin de s'assurer que les deux échangeurs assurent leurs taches.

CONCLUSION

CONCLUSION

L'étude de l'unité 104 dans ce mémoire a menée aux résultats suivant :

- ✚ Le réacteur 104R001 fonctionne avec un rendement de 96,90%.
- ✚ L'échangeur de chaleur 104E001 fonctionne avec un rendement de 88,81 % et il est surdimensionné de 23,15 %.
- ✚ Le réacteur 104R002 fonctionne avec un rendement de 95,80%.
- ✚ L'échangeur 104E002 fonctionne avec un rendement de 73,62 % et il est surdimensionné de 13,69%.

Donc on peut conclure que :

- Le rendement des deux réacteurs est presque 100%.
- Le rendement des deux échangeurs est un peu bas mais plutôt acceptable.
- Le surdimensionnement des deux échangeurs est fort probable voulu par le constructeur afin de s'assurer que les deux échangeurs assurent leurs taches.

REFERENCES

REFERENCES

- [1] Manuel opératoires SORFERT le 19/05/2008 page 17
- [2] Technical specifications of the BFW Heater (104E001) 2007 page 5
- [3] Technical specifications of the Pre-Heater (104E002) 2007
- [4] Technical specifications of the HT converter (104R001) 2007
- [5] Technical specifications of the LT converter (104R002) 2007
- [6] PFD de l'unité 104 2007
- [7] Transferts thermiques par Ana-Maria Bianchi/ Agence universitaire de la Francophonie
- [8] www.wikipedia.org

ANNEXES

ANNEXE A

Récapitulatif des formules et applications numériques

Tableau IV.8 : Récapitulatif des formules et applications numériques

N°	Formule	AN pour 104E001	AN pour 104E002
1	$\emptyset_c = W_c \cdot C_p (T_{c1} - T_{c2})$	$\emptyset_c = 83,18 \cdot 2,1483 (416,7 - 200)$	$\emptyset = 83,18 \cdot 4,8 \cdot 10^3 \cdot (174 - 130)$
2	$\Delta TLM = \frac{(TC1 - Tfs) - (TC2 - Tfe)}{\ln \frac{(TC1 - Tfs)}{(TC2 - Tfe)}}$	$\Delta TLM = \frac{(442 - 309) - (198 - 174)}{\ln \frac{(442 - 309)}{(198 - 174)}}$	$\Delta TLM = \frac{(222,4 - 173,9) - (164,1 - 130)}{\ln \frac{(222,4 - 173,9)}{(164,1 - 130)}}$
3	$A = \frac{\emptyset}{U \cdot \Delta TLM}$	$A = \frac{43600}{627 \cdot 63,66}$	$A = \frac{14209,85}{967,5 \cdot 20,87}$
4	$V = \frac{W}{\rho \cdot S \cdot nt}$	$V = \frac{83,18}{13,2 \cdot 1,4335 \cdot 10^4}$	$V = \frac{66,68}{880 \cdot 0,9 \cdot 10^{-4} \cdot 2843}$
5	$L = \frac{A}{nt \cdot \pi \cdot di}$	$L = \frac{1093,33}{2227 \cdot 3,14 \cdot 0,01351}$	$L = \frac{703,733}{2843 \cdot 3,14 \cdot 0,01105}$
7	$Re = \frac{\rho V di}{\mu}$		
8	$\lambda' = 4ft$	$\lambda' = 4 \cdot 0,01$	$\lambda' = 4 \cdot 0,0001$
9	$\Delta P = n_{chicanes} \cdot \Delta P_L + (n+1)\Delta P_T$		$\Delta P = 14 \cdot (300) + (15) (2653,435)$
10	$\frac{1}{Us} = \frac{1}{hdi} + \frac{1}{hi} + \frac{e}{\lambda \frac{de+di}{2di}} + \frac{1}{he \frac{de}{di}} + \frac{1}{hdi \frac{de}{di}}$	$\frac{1}{Us} = \frac{1}{3846} + \frac{1}{1541} + \frac{2,77 \cdot 10^{-3}}{45 \frac{0,01905+0,1351}{2 \cdot 0,01351}} + \frac{1}{2588,3 \frac{0,01905}{0,01351}} + \frac{1}{11627,9 \frac{0,01905}{0,01305}}$	$\frac{1}{Us} = \frac{1}{3532} + \frac{1}{2928,24} + \frac{2,77 \cdot 10^{-3}}{39 \frac{0,01105+0,01105}{2 \cdot 0,01105}} + \frac{1}{2588,3 \frac{0,0127}{0,01105}} + \frac{1}{9090 \cdot \frac{0,0127}{0,01105}}$

ANNEXE B

ANNEXE B

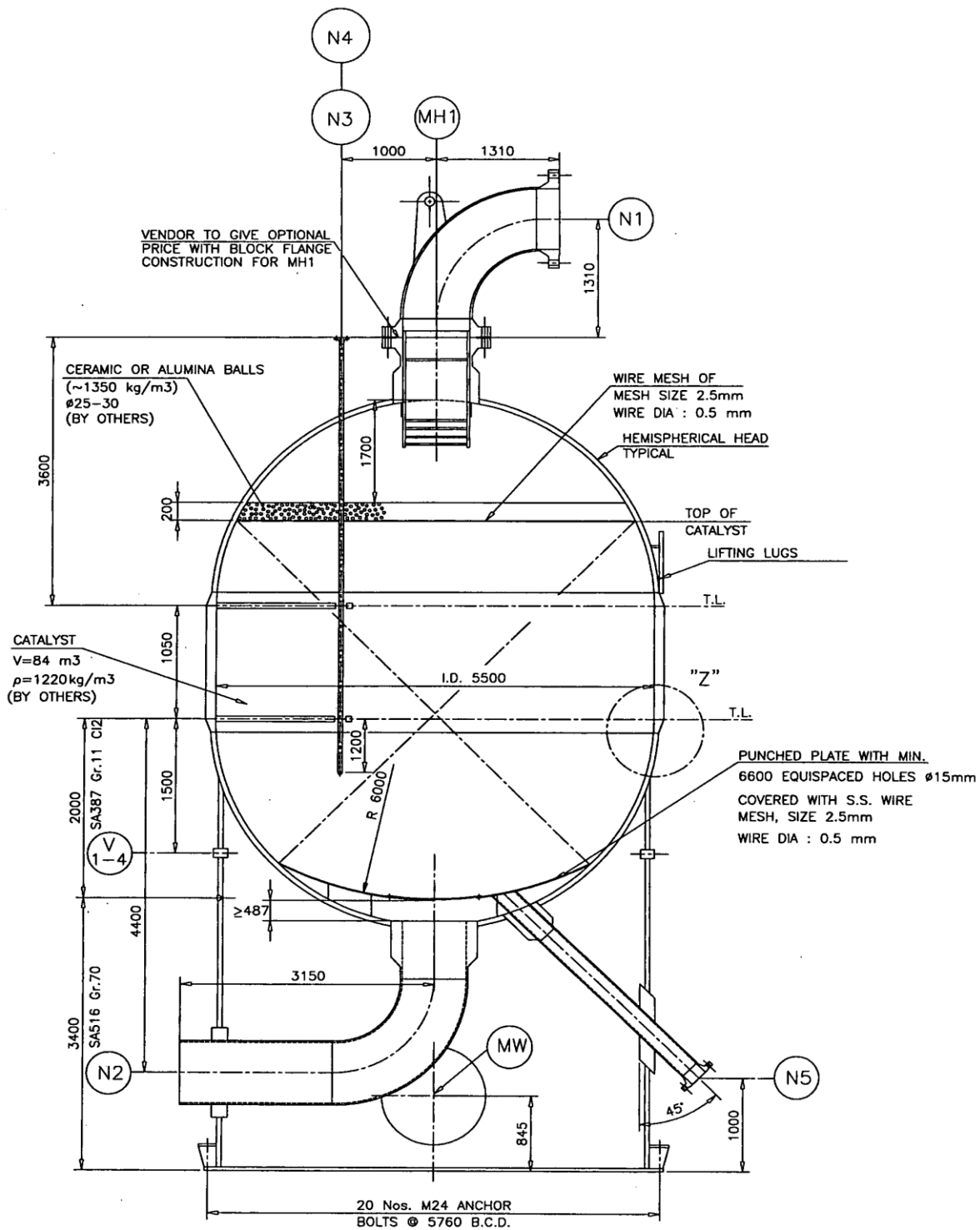


Figure IV.1 : Schéma détaillé du réacteur 104R001

ANNEXE C

ANNEXE C

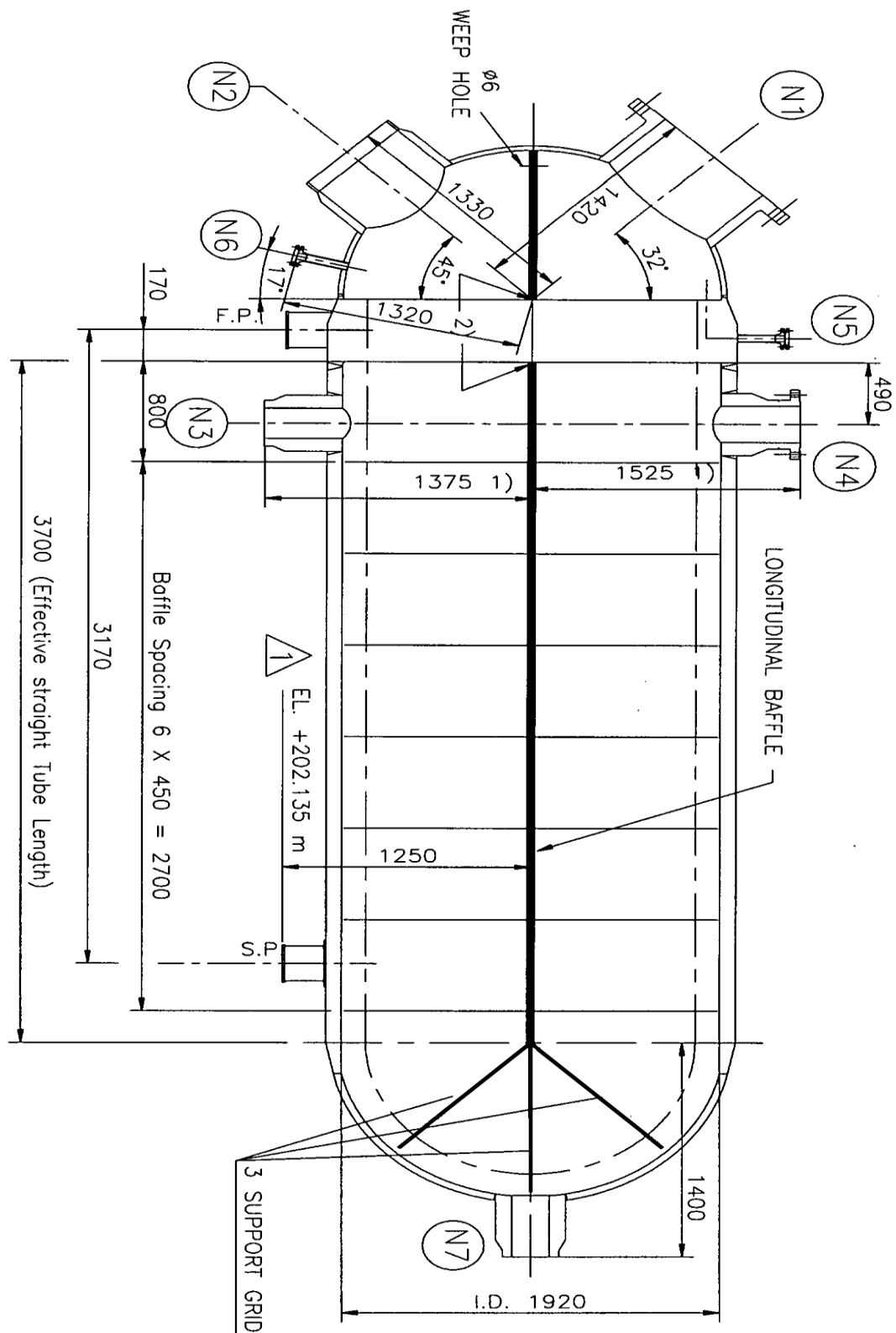


Figure IV.2 : Schéma détaillé de l'échangeur 104E001

ANNEXE D

ANNEXE D

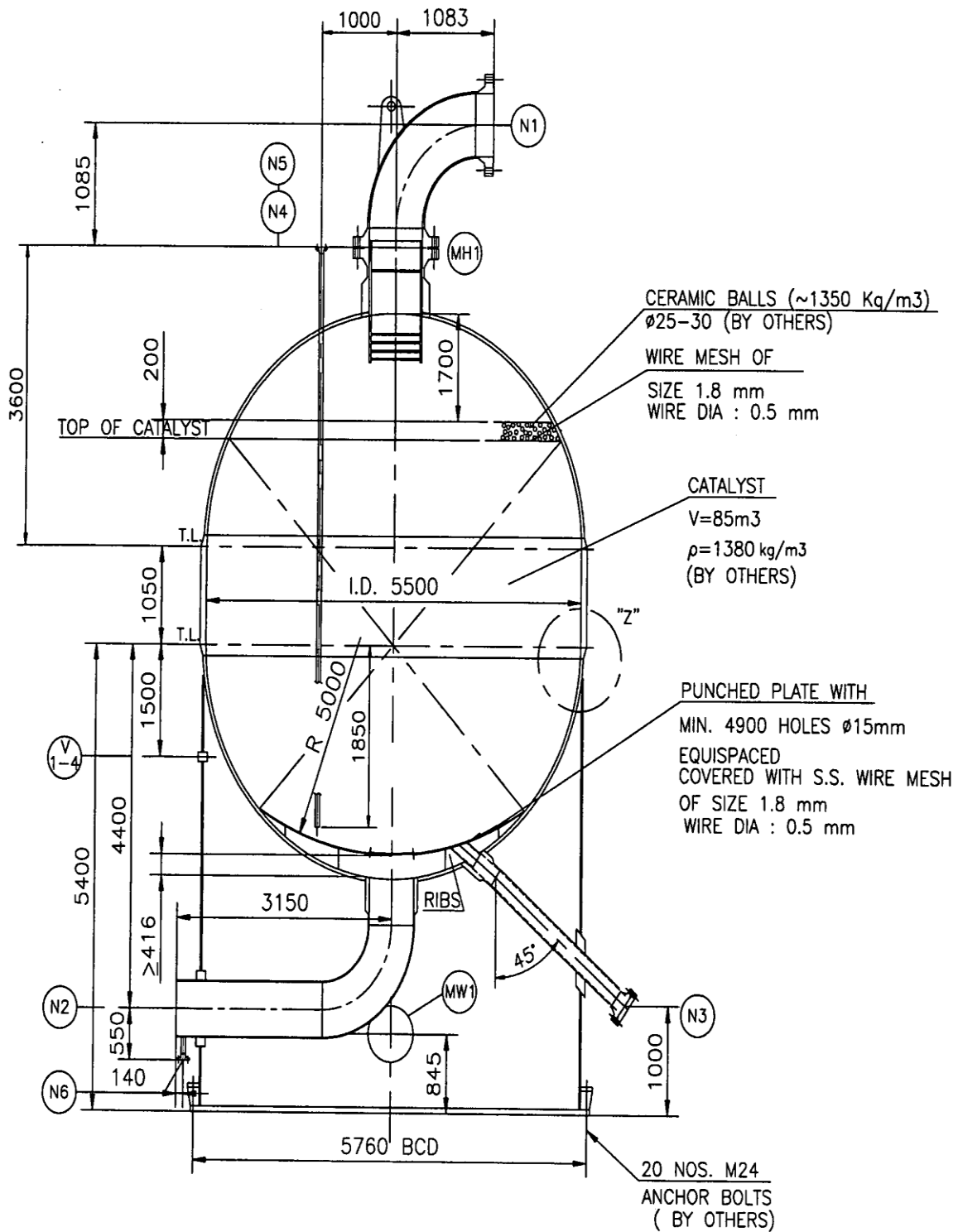


Figure IV.3 : Schéma détaillé du réacteur 104R002

ANNEXE E

ANNEXE E

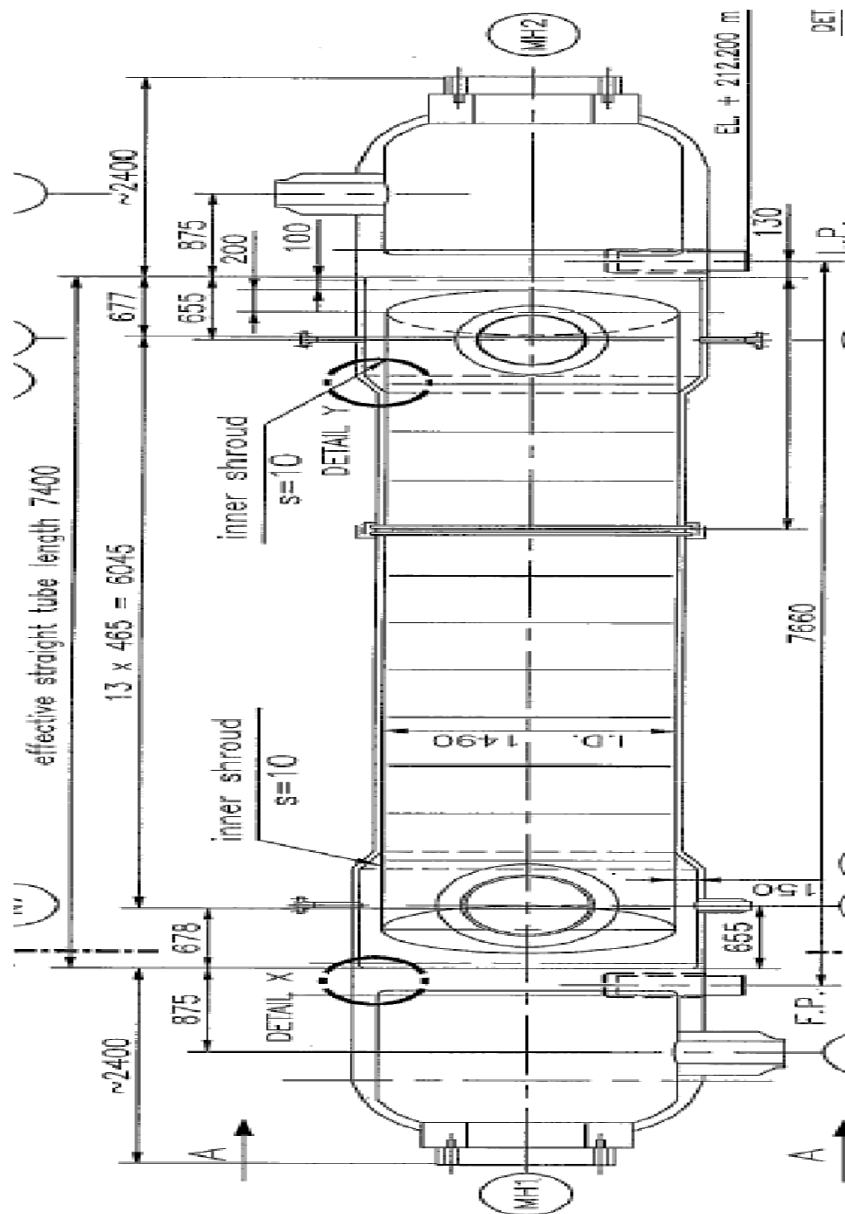
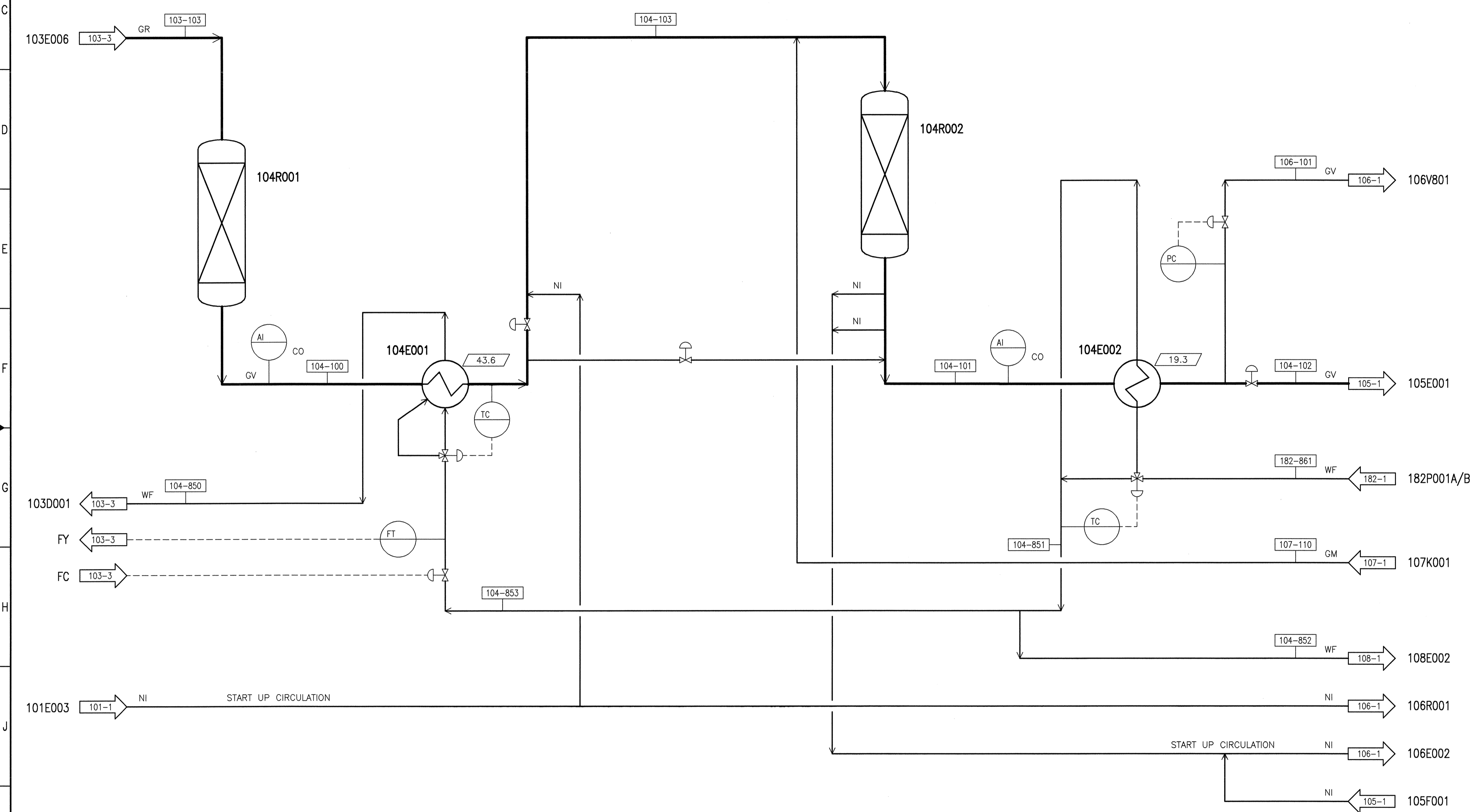


Figure IV.4 : Schéma détail le de l'échangeur 104E002

ANNEXE F

STREAM NO.	103-103	104-100	104-101	104-102	104-103	104-850	104-851	104-852	104-853	106-101	107-110	182-861
STREAM DESCRIPTION	PROCESS GAS	HT-SHIFT EXIT GAS	CONVERT GAS	CONVERT GAS	LT-SHIFT INLET GAS	BFW	BFW	BFW	BFW	CONVERT GAS	SYNTHESIS GAS	BFW
COMPONENT	MOLAR WEIGHT											
CH4	16.04	Mol. %	0.60	0.54	0.53	0.53	0.54			0.53	1.17	
CO2	44.01	Mol. %	6.97	15.52	17.91	17.91	15.52			17.91		
CO	28.01	Mol. %	13.70	3.25	0.33	0.33	3.25			0.33		
AR (INCL. HE)	39.95	Mol. %	0.28	0.26	0.25	0.25	0.26			0.25	0.37	
H2	2.02	Mol. %	54.53	58.70	59.87	59.87	58.70			59.87	73.47	
N2	28.01	Mol. %	23.92	21.72	21.11	21.11	21.72			21.11	24.99	
DRY GAS	kmol/h		12620.1	13896.7	14301.6	14301.6	13896.7	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
H2O	kmol/h		6173.5	4896.8	4492.0	4492.0	4896.8			0.0	0.0	
TOTAL FLOW	kg/h		299437	299437	299437	299437	299437	240057	362265	122208	240057	0
VOLUME FLOW	m3/h		25209	28500	20490	17463	18896	342	402	136	266	0
OPERATING TEMPERATURE	°C		370	442	222	164	198	309	174	174	174	164
OPERATING PRESSURE	bar a		40.0	39.6	37.8	37.2	38.8	126.0	134.0	130.0	127.0	1.5
MOLAR WEIGHT	kg/kmol		15.93	15.93	15.93	15.93	15.93	18.02	18.02	18.02	18.02	15.93
DENSITY	kg/m3		11.9	10.5	14.6	17.1	15.8	701.2	901.3	901.1	900.9	0.7



104E001 BFW HEATER 104E002 BFW PREHEATER 104R001 HT CONVERTER 104R002 LT CONVERTER

LEGEND :
 STREAM NO.
 HEAT DUTY MW

UAN 11-3100		Document ID SO-UD-D801.00009		Part 000	Group	Rev. 02
Store Location: Server/Share \\p113100.dn.uhde.org\113100-ADA			Document-ID-BAR-Code Doc-ID:SO-UD-D801.00009			
Store Location: Folder \ACAD\VF\VA\DRG\			Store Name SOPFD104-1.dwg Model 11-3100-10756269 P000R02			
Pro. Unit 104	Con. Unit	TON	Type of Document	Order No.	Tot. Sheets	
SORFERT Fertiliser Complex			Uhde All rights reserved © 2007 Uhde GmbH			
Drawn	Date 17.08.07	Sta	Designation PROC. FLOW DIAGRAM NO. 104-1			
Prepared	Date 17.08.07	RG	CO-CONVERSION			
Checked	Date 17.08.07	KF				
Approved	Date 17.08.07	RJ				
Rev.	Date	Name	Scale	Cat. Code	Acc. Code	Status
01	16.01.08	Sta	%			
02	20.01.09	Sta				

Rev.	Date	Name	Description
01	16.01.08	Sta	CLIENT'S COMMENTS INCORPORATED
02	20.01.09	Sta	GENERAL REVISION

*** H:\dgnpl_hibernetus * 23.01.2009 * 08:31:11 * 113100 - SOPFD104-1.dwg ***

U:_BDO_SOP_A1...L113100.dwg / A003_UH_BDO_SOP_A1...L113100.dwg / 20.07.2007