

الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية
وزارة التعليم العالي
والبحث العلمي

UNIVERSITE BADJI MOKHTAR - ANNABA
BADJI MOKHTAR – ANNABA UNIVERSITY



جامعة باجي مختار – عنابة

Faculté : DE TECHNOLOGIE
Département : GENIE DES PROCEDES
Domaine : SCIENCES ET
TECHNOLOGIE
Filière : INDUSTRIES PÉTROCHIMIQUES
Spécialité : GÉNIE PÉTROCHIMIE

Mémoire

Présenté en vue de l'obtention du Diplôme de Master

Thème :

REPLACEMENT DE FOUR 103-B-SIMULATION PAR ASPEN
HYSYS-FERTIAL-ANNABA

Présenté par : *HAMDI DONIA*
BENDJEDDOU HEYTHEM

Encadrant : SAOUDI Fethi Maître assistant (A) Université Badji Mokhtar Annaba

Jury de Soutenance :

KERMICHE Messaoud	Maître de conférences (B)	Badji Mokhtar Annaba	Président
SAOUDI Fethi	Maître assistant (A)	Badji Mokhtar Annaba	Encadrant
TOUBAL Abdelaziz	PROFESSEUR	Badji Mokhtar Annaba	Examineur

Année Universitaire: 2022/2023

Remerciements

Le présent travail a été effectué à l'université de BADJI MOKHTAR ANNABA SIDI AMAR, Faculté de Technologie, Département de Génie des Procédés. Un grand merci au bon Dieu de nous avoir guidé vers le bon chemin de la lumière et du savoir. On tient à remercier, Monsieur SAOUDI Fethi d'avoir accepté d'encadrer notre travail. Nous exprimons notre reconnaissance à tous les membres de jury d'avoir accepté de lire et d'apporter les critiques nécessaires à la mise en forme finale de ce mémoire. Comme nous remercions monsieur DELLAL Ali responsable de l'unité d'ammoniac et tous ceux qui ont aidés de près ou de loin, à la réalisation de ce travail.

Dédicace

À mes très chers parents :

Tous les mots du monde ne sauraient exprimer l'immense amour que je vous porte, ni la profonde gratitude que je vous témoigne pour tous les efforts et les sacrifices que vous n'avez jamais cessé de consentir pour mon instruction et mon bien- être. Je vous rends hommage par ce modeste travail en guise de ma reconnaissance éternelle et de mon infini amour.

À ma sœur et mes deux sœurs et ses enfants et toute la famille.

À mes amis, mes collègues et à ceux ou celles qui me sont chers et que j'ai omis involontairement de citer.

À tous mes enseignants tout au long de mes études.

HAMDI DONIA

Dédicace

*Je dédie ce modeste travail accompagné d'un profond amour
À celle qui m'arrosé de tendresse et d'espoir, à la source d'amour
Incessible, à ma très chère mère qui ma bénie par ses prières.
À mon précieux offre du dieu, qui doit me vie, ma réussite et tout
mon respect,
Mon cher père.
À mon petit frère « Islam », source de joie et de bonheur.
À ma source d'espoir et de motivation « Chaima »
À toute ma famille et mes amies*

BENDJEDOU HEYTHEM

Résumé

Le reforming du méthane consiste à produire de l'hydrogène à partir du méthane présent dans le gaz naturel. Par deux principaux procédés : le vaporeformage (SR) et le reformage à sec. La plupart des méthodes fonctionnent en exposant du méthane à un catalyseur (généralement du nickel) à haute température et pression. La simulation de la compression et le chauffage au gaz naturel est faite à l'aide d'un logiciel Aspen HYSYS, pour prévoir les paramètres d'intérêt. Et pour cela on a choisi le four de reforming primaire comme un exemple pour préchauffer le gaz naturel.[4]

Abstract

Methane reforming involves producing hydrogen from the methane present in natural gas. Using two main processes: steam reforming (SR) and dry reforming. Most methods work by exposing methane to a catalyst (usually nickel) at high temperature and pressure.

Natural gas simulation is carried out using Aspen HYSYS software to predict the parameters of interest. The primary reforming furnace was chosen as an example for preheating the natural gas.

Liste des figures:

Figures	Page
Figure 5 : Diagramme des standards organisation implante à FERTIAL	5
Figure 2: Ammonia lone electron pair 2.svg.	7
Figure I.1 : Diagramme du processus de fabrication.	8
Figure I.1.1. A : Compression et hydrodésulfuration du gaz naturel.	10
Figure I.1.1. B : Reforming primaire (101-B) et secondaire(103-D).	12
Figure I.1.1. C : Réaction de Shift (104-D).	14
Figure I.1.2. A : Extraction du gaz carbonique (101-E)	15
Figure I.1.2. B : Méthanisation (106-D).	17
Figure I.1.3.A : Compression du gaz de synthèse purifié.	18
Figure I.1.3. C : Stockage de l'ammoniac.	21
Figure II.1 : Four de reformage primaire 101-B à Fertial-Annaba.	23

Figure II.1. A : Type des brûleurs au four 101-B.	26
Figure 1 : Organigramme des étapes de simulation.	36
Figure V : Simulation du Gaz Naturel par HYSYS.	37
Figure 2 : Fired heater 101-B (four de reforming).	41
Figure 3 : Schéma général de la simulation du GN par HYSYS.	42

Liste des tableaux :

Tableaux	Page
Tableau 3. B : Exportation des produits de FERTIAL.	4
Tableau 1 : Composition de gaz naturel.	36
Tableau 2 : composition de l'alimentation (GN).	37
Tableau 3 : Condition de séparateur 116-F.	38
Tableau 4 : Condition de la valve PICA-104.	38
Tableau 5 : Condition de compresseur 102-J.	39
Tableau 6 : Condition de la valve PICA-105.	39

Tableau 7 : Condition du cooler E-100 (130-C).	40
Tableau 8 : Composition de Gaz Naturel après la simulation.	40
Tableau 9 : Condition de four 101-B.	41
Tableau 10 : Paramètres de four 101-B.	42

NOMENCLATURE:

B : Four.

J : Compresseur.

C : Échangeur.

D : Réacteur.

F : Séparateur.

E : Absorbeur.

PPM : partie par million.

SSP : simple superphosphate.

T : température.

P : pression.

DM : débit molaire.

FM : fraction molaire.

Remerciements.

Dédicace.

Résumé.

Liste des figures.

Liste des tableaux.

Nomenclature.

SOMMAIRE

Introduction Générale.....	1
1) Présentation du complexe “ FERTIAL“	2
2) Objectif de l’entreprise	2
3) Direction de plateforme	2
3)A. Présentation de la plateforme ANNABA	2
3)B. Principales activités.....	3
4) Les unités.....	4
5) Normes et certifications FERTIAL.....	5
Partie théorique.	
Introduction	7
I. Procédé de fabrication de l’ammoniac.....	8
I.1 Description du processus de fabrication	8
I.1.1 Préparation de matières brutes d’alimentation	9
I.1.1. A. Compression et désulfuration du gaz naturel	9

I.1.1 B. Reforming	10
I.1.1 B.1. Reforming primaire	10
I.1.1 B.2. Reforming secondaire.....	11
I.1.1 C. Conversion du CO en CO ₂	12
I.1.2 Purification du gaz	14
I.1.2. A. Décarbonatation(extraction du gaz carbonique).....	14
I.1.2. B. Méthanisation	16
I.1.3 Synthèse de l'Ammoniac.....	17
I.1.3. A. Compression du gaz de synthèse purifié.....	17
I.1.3. B. Synthèse et réfrigération de l'Ammoniac.....	18
I.1.3. C. Stockage de l'Ammoniac.....	20
II. Description du four de reforming	22
Introduction.....	22
II.1. Four de reforming primaire (101-B)	22
II.1. A. Zone de radiation	23
II.1. B. Zone de convection	23
II.1. C. zone de ventilation	24
II.1. D. La cheminée.....	24
II.2. Bruleurs de reforming primaire (101-B)	24

II.2. A. Technologie des fours de reformage.....	25
--	----

III. Gaz combustible. 26

III.1. Réseau de gaz combustible.....	26
---------------------------------------	----

III.2. Combustion dans la chaudière auxiliaire.....	27
---	----

Partie pratique

Introduction	30
--------------------	----

I. La simulation	30
------------------------	----

II. Utilisation de la simulation	31
--	----

III. Concepts et caractérisation du simulation Aspen HYSYS	31
--	----

III.1. Aspen HYSYS	31
--------------------------	----

III.2. Concepts de base de simulation	32
---	----

III.3. Environnement de simulation	33
--	----

IV. Les modèles thermodynamiques de Aspen HYSYS	34
---	----

IV.1. Les équations d'état	34
----------------------------------	----

IV.2. Équation de REDLICH-KWONG (RK)	34
--	----

IV.3. Équation de SOAVE-REDLICH-KWONG (SRK).....	34
--	----

IV.4. Équation de PMG-ROBINSON.....	35
-------------------------------------	----

V. Simulation d'un réel.....	35
VI. Conclusion	42
Références bibliographiques.....	45

Introduction Générale :



Fertial, Société des Fertilisants d'Algérie, (SPA) partenariat signé en août 2005 entre le groupe algérien Asmidal et le groupe espagnol Grupo Villar Mir, est spécialisée dans la production et la vente d'engrais et d'ammoniac. Les installations de production installées dans les zones industrielles d'Annaba et d'Arzew peuvent produire 1 million de tonnes d'ammoniac par an. Une partie de ce produit est réutilisée dans la production d'une large gamme d'engrais azotés et phosphorés, destinés à répondre à la plupart des besoins de l'agriculture algérienne. De plus, FERTIAL exporte certains de ses produits d'ammoniac et d'engrais vers divers marchés extérieurs. [10]

Fertial est toujours considérée comme l'une des plus grandes entreprises du secteur pétrochimique algérien.

Au niveau de l'unité d'ammoniac et précisément au four 103-B le gaz naturel est préchauffé jusqu'à 400° C, à une Pression de 40 bars effectif.

Si on déplace le tube de GN du four 103-B vers le four 101-B, est-ce qu'on peut le chauffer et trouver les mêmes résultats ?

1) Présentation du complexe FERTIAL :

FERTIAL représente un capital social de 17.697.000.000000DA sa durée de vie est de 99 ans. Elle est inscrite dans le registre de commerce sous le N°036322B01 et son N° d'identification statistique 0001305053906 dont le siège social de la direction générale est situé à la plateforme ANNABA route des salins.

2) Objectif de l'entreprise :

FERTIAL a trois objectifs essentiels :

- Valoriser les hydrocarbures par un traitement local.
- Dégager un surplus pour l'exportation des engrais et de l'ammoniac.
- Satisfaire la demande nationale en matière d'engrais azoté.[11]

3) Direction de plateforme :

Il y a deux pôles industriels :

- Plate forme ANNABA : complexe fabrique des engrais phosphatés, azotés et de l'ammoniac (NH₃ :1000T/J et 1000T /J de nitrate d'ammonium)
- Plate forme ARZEW : complexe fabrique des engrais azotés et de l'ammoniac (NH₃ :1000T/J et 1500T/J de nitrate d'ammonium).

3)A. Présentation de la plateforme –ANNABA :

Elle est dirigée par une direction et emploie environs 800 travailleurs répartis comme suit :

- 50 Cadres supérieurs.
- 350 Cadres.

- 400 Maitrises.

Le complexe est constitué de deux zones ; la zone sud qui comprend les anciens ateliers dont le démarrage remonte à 1972 « engrais phosphatés », et la zone nord « engrais azotés » qui comprend les ateliers dit nouveaux et le démarrage remonte à 1982.

- Zone sud « engrais phosphatés » : composé de trois ateliers principaux :

1- Atelier d'engrais : NPK et UAN liquide.

2 -Atelier super simple phosphate : SSP.

3 -Centrale utilités 1.

- Zone nord « engrais azotés » cette zone comprend également cinq ensembles :

1-Atelier acide nitrique.

2-Atelier nitrate d'ammonium.

3-Atelier d'ammoniac.

4-L'installation de manutention et de stockage.

5-Central utilités 2.

3) B. Principales activités :

FERTIAL D'ANNABA présente plusieurs activités, parmi ces activités les plus importantes il y a :

- Production d'ammoniac capacité 1000 t/j.
- Production d'ammonium 02 ligne de 500 t/j chacune.
- Production d'acide nitrique 02 ligne de 400 t/j chacune.
- Production des engrais phosphatés : 1000 t/j.

- SSP « Super Simple Phosphate » capacité 1200 t/j.
- UAN « Urée Acide Nitrique » capacité 600t/j.
- Des engrais azotés : Nitrique d'ammoniac , UAN 32 %, Urée 46% (importée).

Une partie du nitrate et de l'ammoniac est autoconsommée par FERTIAL pour la production d'autres produits.

Le tableau ci-dessous résume les pays concernés par l'exportation des produits de FERTIAL :

Tableau 3. B : Exportation des produits de FERTIAL.

Production	Pays
NH3	Espagne, France, Italie, Grèce, Belgique, Cuba
Nitrate	Tunisie, Maroc
UAN	France, Espagne, USA
SSP	Maroc, Grèce, France, Italie, Brésil

4) Les unités :

FERTIAL dispose de plusieurs unités pour pouvoir réaliser ces objectifs :

- Unité de production de l'ammoniac.
- Une unité de production de l'acide nitrique.
- Unité de nitrate d'ammonium.

- Trois centres utilitaires pour le traitement d'eau de mer, la production d'eau distillée et la production de vapeur d'eau.
- Un groupe turbo alternateur pour la production d'énergie électrique.
- Deux unités de stockage et de conditionnement des engrais.
- Un centre pour le stockage d'ammoniac.
- Un laboratoire pour les analyses chimiques et physiques.

5) Norme et certification FERTIAL :

Pour atteindre les plus hauts standards européens il y a eu l'implantation de toute une série de standards, pour l'efficacité opérationnelle dans les domaines de la qualité l'environnement la sécurité l'excellence et la consommation de l'énergie.[15]



Figure 5 : Diagramme des standards organisation implante à FERTIAL.

Partie

Théorique

INTRODUCTION :

La molécule de l'ammoniac est un composé chimique pyramidale a une base trigonale, de formule NH₃ (groupe générique des nitrures d'hydrogène). Où les trois sommets de la base triangulaire équilatérale s'occupent par les atomes d'hydrogène.

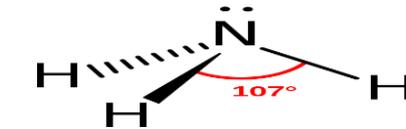
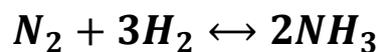


Figure 2: Ammonia lone electron pair 2.svg.

La synthèse d'ammoniac se fait en présence de catalyseur, sous une pression de l'ordre de 210 bars, en phase gaz par la réaction réversible :



Dans ces conditions, l'équilibre thermodynamique est atteint rapidement.

Le débit d'alimentation est un mélange sensiblement stœchiométrique d'hydrogène et d'azote, qui contient aussi des traces de méthane et d'argon. On dispose sur le site des utilités suivantes :

- Eau de refroidissement (disponible à 20 °C, à retourner à 40 °C).
- Propane liquide pour le refroidissement (disponible à – 43 °C, à retourner à – 18 °C).
- Electricité.
- Gaz.[6]

I. Procédé de fabrication de l'ammoniac :

I.1. Description du processus de fabrication :

L'installation est calculée pour la production de 1000 tonnes par jour d'ammoniac liquide, en partant des matières premières préliminaires qui comprennent le gaz naturel, la vapeur d'eau et l'air. Ceci s'accomplit par la méthode de reforming kellogg à haute pression et dans l'ordre suivant :

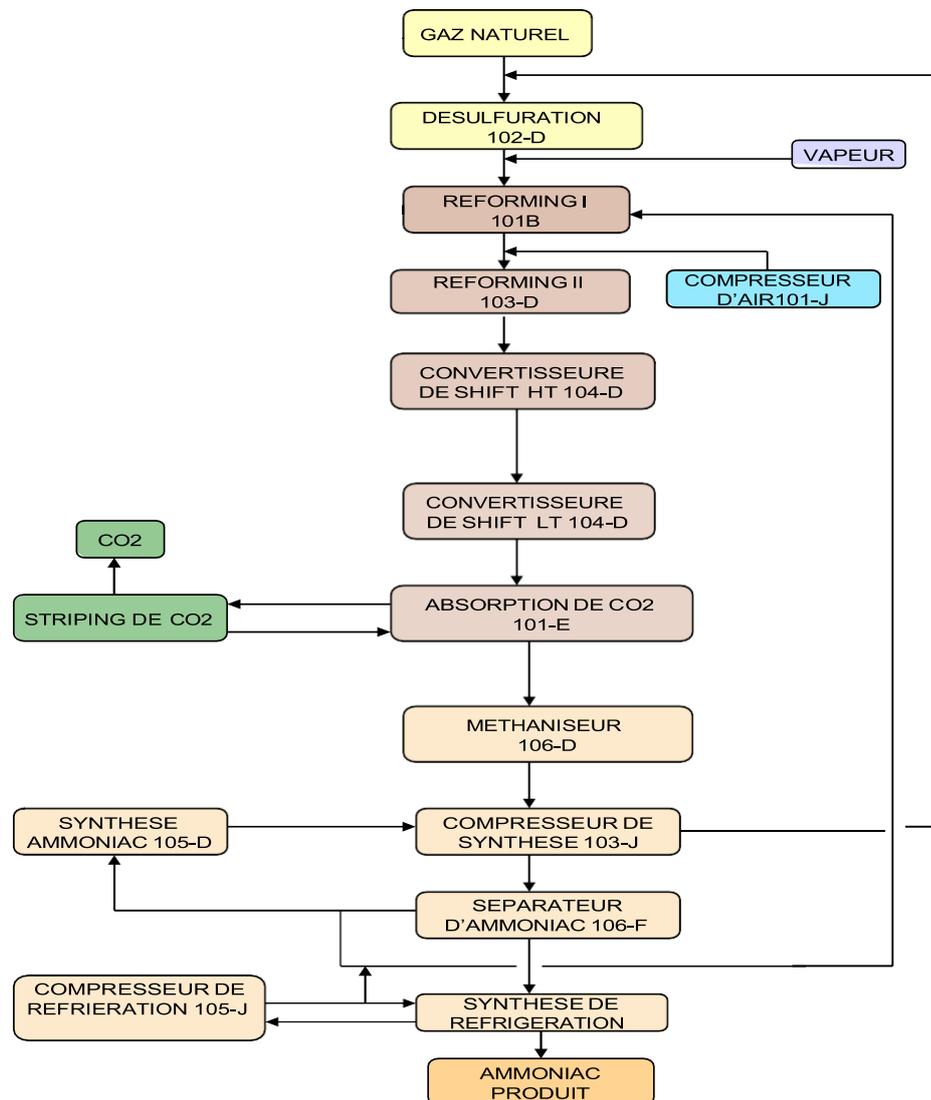


Figure I.1 : Diagramme du processus de fabrication.

I.1.1. Préparation de matières brutes d'alimentation :

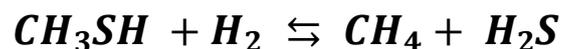
I.1.1. A. Compression et désulfuration du gaz naturel :

Le gaz naturel arrive à une pression de 19 bars effectif et une température de 42°C max, est comprimé jusqu'à 41 bars effectifs dans le compresseur 102-J, après élimination de toute trace de liquide entraîné par le gaz dans le séparateur 116-F.

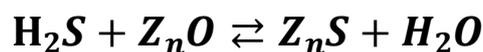
Le gaz est ensuite préchauffé jusqu'à 400 °C, puis envoyé au réacteur de désulfuration 102-D pour éliminer toute trace de soufre.

Le réacteur est constitué de 2 lits catalytiques fixes où s'effectuent les réactions de désulfuration suivantes :

- Premier lit : Il est formé d'un volume de $6m^3$, et d'un catalyseur d'hydrogénation à base de cobalt de molybdène (Co-Mo) supporté sur l'alumine.



- Deuxième lit : Il est formé d'un volume de $10 m^3$, et d'un catalyseur à base d'oxyde de zinc (ZnO) qui joue le rôle de l'adsorbeur du composé sulfureux.



Dans cette section, la teneur du soufre est réduite de 1 ppm à 0,25 ppm.

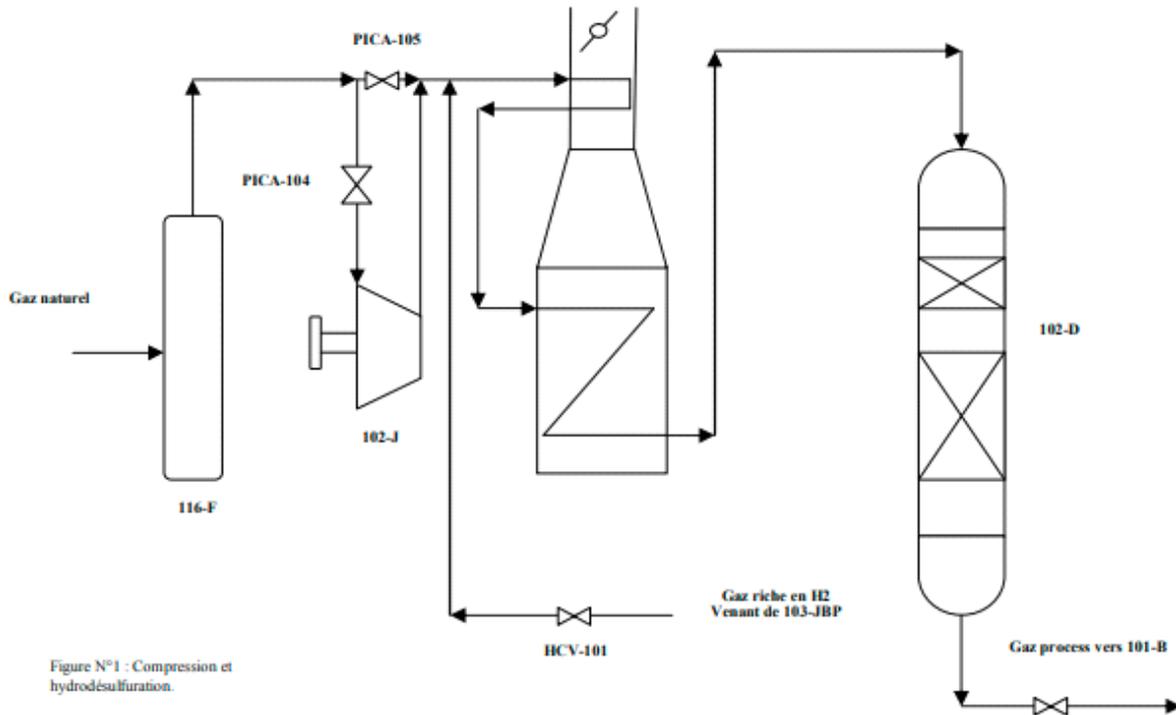


Figure I.1.1. A : Compression et hydrodésulfuration du gaz naturel.

I.1.1. B. Reforming:

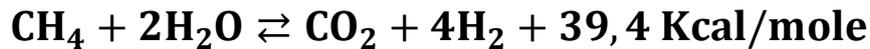
I.1.1. B.1. Reforming primaire (101-B):

Le gaz désulfuré est mélangé avec la vapeur moyenne pression 40 bars dans un rapport Vapeur / Gaz Naturel. Puis préchauffé dans le faisceau chaud de la zone de convection par les gaz de carneau jusqu'à 524° C avant d'être distribué dans les 378 tubes du four du reforming primaire.

Ces tubes sont remplis de catalyseur à base de Nickel et dans lesquels s'effectuent les réactions suivantes :



Réaction globale :



La réaction globale est endothermique, 200 brûleurs sont prévus pour assurer l'apport d'énergie nécessaire à la réaction qui s'effectue à une température de 822°C en utilisant comme carburant l'oxygène de l'air.

A la sortie des tubes, le gaz partiellement reformé (9.58% en CH_4) est collecté dans des collecteurs de sortie ensuite remonte à travers les colonnes montantes pour arriver à la ligne de transfert avec une température de 847 °C, puis le gaz est envoyé dans le réacteur du reforming secondaire.

I.1.1. B.2. Reforming secondaire (103-D):

Le gaz contenant les 9,58 % de CH_4 non converti, va subir un reforming plus poussé dans le réacteur 103-D. L'air du procédé qui provient du compresseur d'air 101-J et la vapeur supplémentaire sont préchauffés à 468 °C dans la section de convection du four de reforming primaire et entre à la chambre de combustion de 103-D, où ils se combinent avec le gaz, favorisant ainsi un deuxième reformage à travers deux lits catalytique fixes de catalyseurs :

- Premier lit :



Ce lit est en Cr_2O_3 / Al_2O_3 d'un volume de 5 m³.

- Deuxième lit :



Le catalyseur utilisé est à base d'oxyde de Nickel (NiO) d'un volume de $24.31 m^3$. Ces réactions produisent un complément de CO , CO_2 et H_2 , et, l'introduction de l'azote de l'air permet en outre d'obtenir le rapport H_2/N_2 nécessaire pour le gaz de synthèse. L'effluent contenant 0.33% de CH_4 est refroidi dans deux chaudières de récupération 101-C et 102-C jusqu'à $371^\circ C$ avant de passer dans la section conversion.

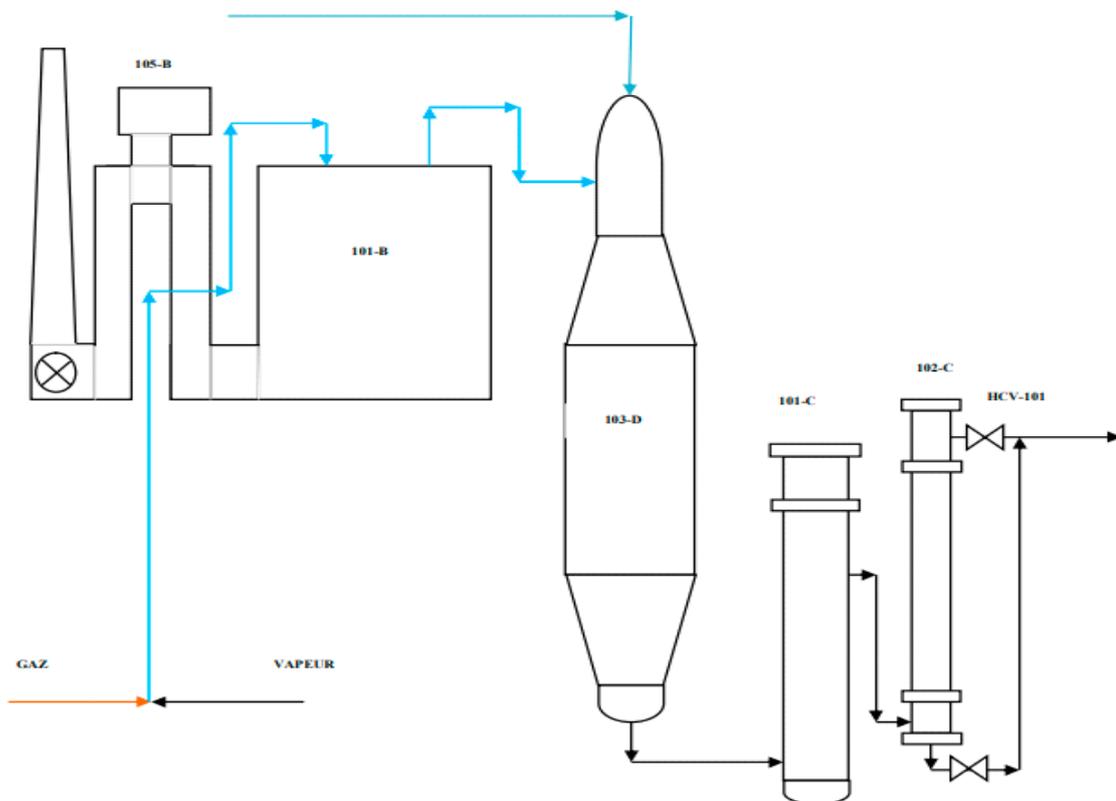


Figure I.1.1. B. Reforming primaire (101-B) et secondaire(103-D).

I.1.1. C. Conversion de CO en CO_2 (réaction de Shift) (104-D) :

Le mélange gaz-vapeur est envoyé au convertisseur shift pour transformer la majeure partie de CO en CO_2 . Ce convertisseur est un réacteur catalytique constitué de (O_2) deux sections superposées :

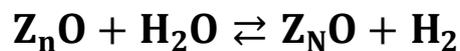
- Première section HTS : Conçue pour réduire la teneur de CO de 12.96% à 3.11% suivant la réaction :



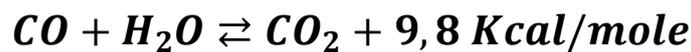
Le catalyseur utilisé est à base de Fe_2O_3 , Cr_2O_3/Al_2O_3 d'un volume de $58,3 m^3$. Les produits de la réaction sortants avec une température de $431\text{ }^\circ\text{C}$ sont refroidis dans deux chaudières de récupération 103-C et 104-C jusqu'à $242\text{ }^\circ\text{C}$ et introduits dans la section LTS.

- Deuxième section LTS : dans cette section, la teneur en CO est réduite de 3,11% à 0,5% en utilisant deux lits de catalyseurs :

1^{er} lit : On utilise un adsorbant (ZnO) de $16,6 m^3$ pour éliminer le soufre encore présent, suivant la réaction :



2^{ème}lit : le catalyseur utilisé est à base de CuO , ZnO/Al_2O_3 .



L'effluent sort avec une température de $254\text{ }^\circ\text{C}$ et une pression de 27,3 bars effectifs est refroidi jusqu'à $177\text{ }^\circ\text{C}$ par les condensats provenant du séparateur 102-F, ensuite jusqu'à $63\text{ }^\circ\text{C}$ dans les rebouilleurs 105-CA et 105-CB par la solution de MEA pauvre, avant son introduction dans la section décarbonatation.

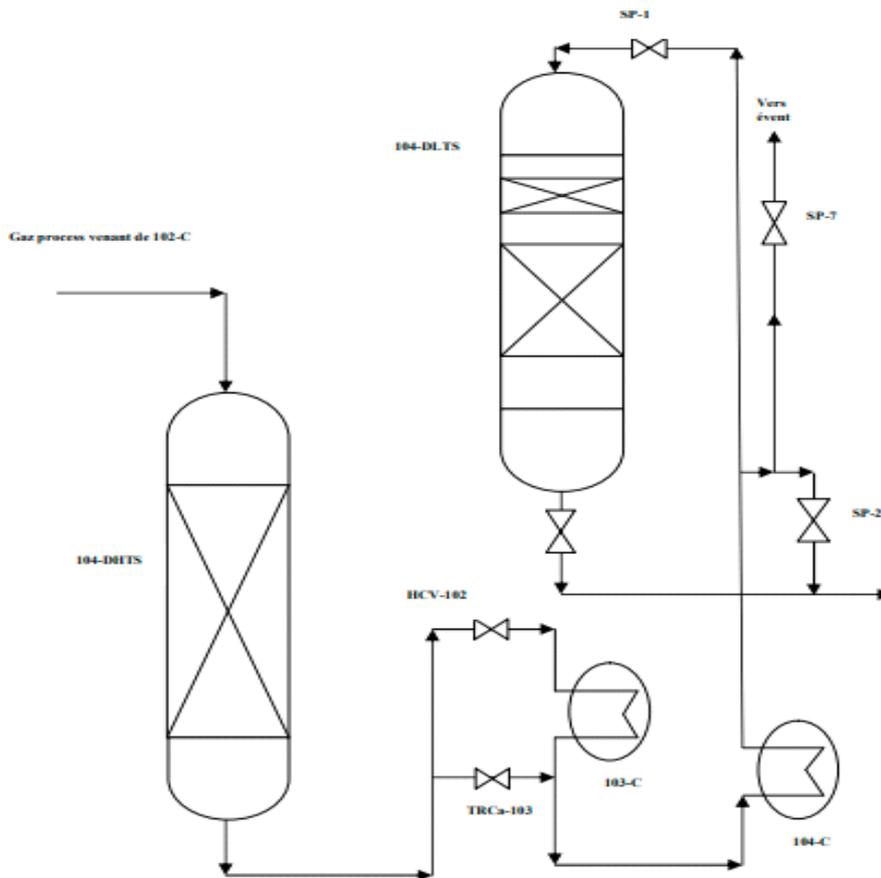


Figure I.1.1. C. Réaction de Shift (104-D).

I.1.2 Purification du gaz :

I.1.2. A. Décarbonatation (extraction du gaz carbonique) (101-E) :

Le gaz de synthèse brut venant de 102-F à 27 bars et à 63°C est traité pour extraire le gaz carbonique et une faible quantité résiduelle d'oxyde de carbone et produire un gaz de synthèse hydrogène/azote très pur.

La décarbonatation a pour but de réduire la teneur en CO_2 de 18,5% à 0.01% dans l'absorbeur 101-E en utilisant la MEA (Monoéthanolamine) à 20% en poids. Le gaz riche en CO_2 entre par le bas de la colonne garnie de 20 plateaux perforés où va s'effectuer l'absorption à contre-courant selon les réactions suivantes :



Le gaz ainsi appauvri en CO_2 sort par le haut de la colonne 101-E et entre dans le méthanateur après passage à travers le séparateur 118-F.

Le MEA riche en CO_2 provenant de la base de l'absorbeur est régénéré dans deux strippers à 17 plateaux 102-EA et 102-EB. Chaque stripper est équipé d'un condenseur de tête 110-CA et 110-CB, de deux rebouilleurs 105-CA et 111-CA pour le stripper 102-EA. Et (105-CB et 111-CB) pour le stripper 102-EB, et d'un vaporisateur de MEA 113-C.

Le CO_2 sortant du haut du stripper, passe dans le condenseur 110-C pour condenser la solution MEA entraînée. Cette dernière est recyclée à partir du bac de reflux 103-F et le CO_2 est évacuée à l'atmosphère.

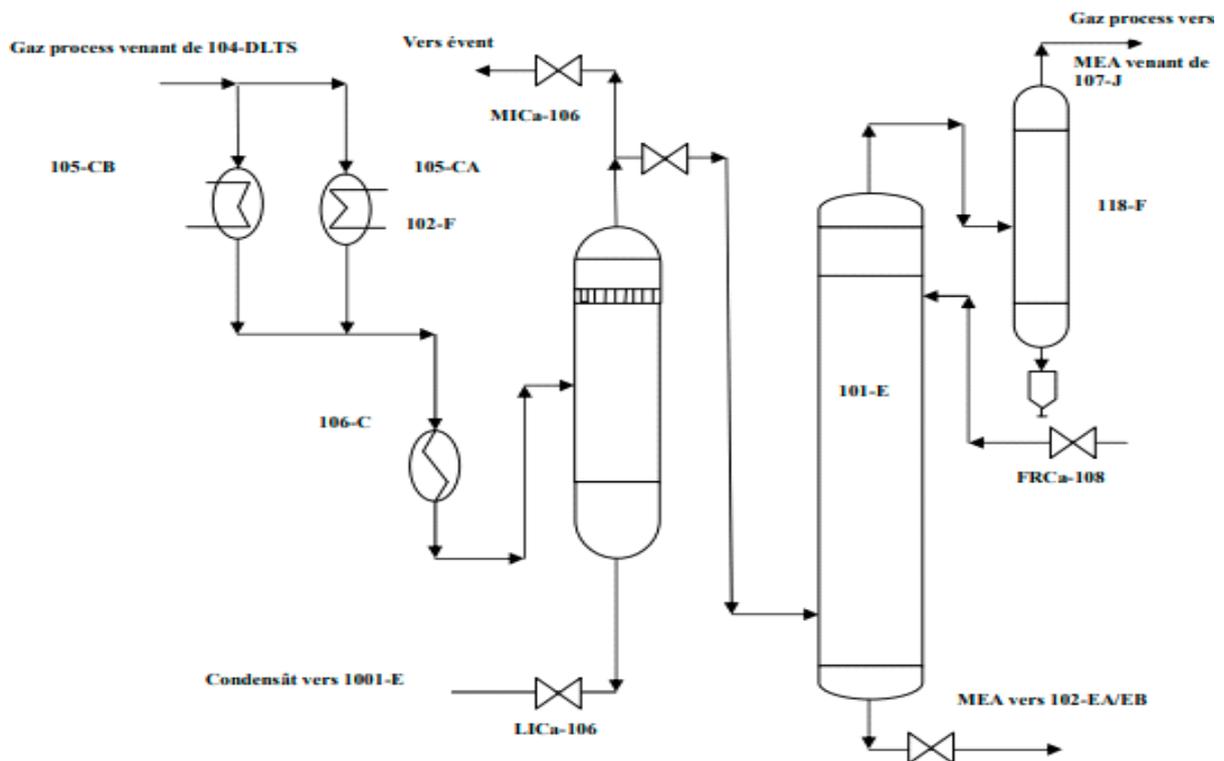
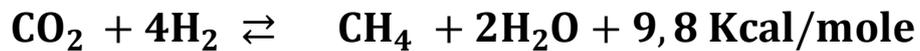
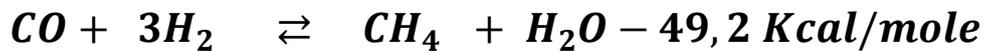


Figure I.1.2. A. Extraction du gaz carbonique (101-E)

I.1.2. B. Méthanisation (106-D) :

Le gaz d'alimentation provenant de l'absorbeur 101-E passe dans la calandre de l'échangeur 136-C où il est chauffé jusqu'à 111 °C par le produit de refoulement du compresseur 103-J, puis dans la calandre du préchauffeur de charge du méthanateur 104-C où il est chauffé jusqu'à 316 °C par l'effluent de la section HTS avant d'entrer dans le méthanateur 106-D.

Le méthanateur est un réacteur catalytique, prévu pour réduire les oxydes de carbone à au moins 10 ppm suivant les réactions :



Le catalyseur utilisé est l'oxyde de Nickel NiO/Al_2O_3 , le gaz de synthèse sort du méthanateur contient de l'hydrogène et de l'azote, et environ 1,34 % de gaz inerte composé de CH_4 , Ar et H_e .

Le gaz du méthanateur a une température de 359 °C, à la chaleur libérée par la réaction, va subir un refroidissement progressif dans les échangeurs 114-C, 115-C et 142-C, jusqu'à 38 °C, puis il est envoyé vers le ballon de séparation 104-F pour séparer l'eau formée du gaz de synthèse.

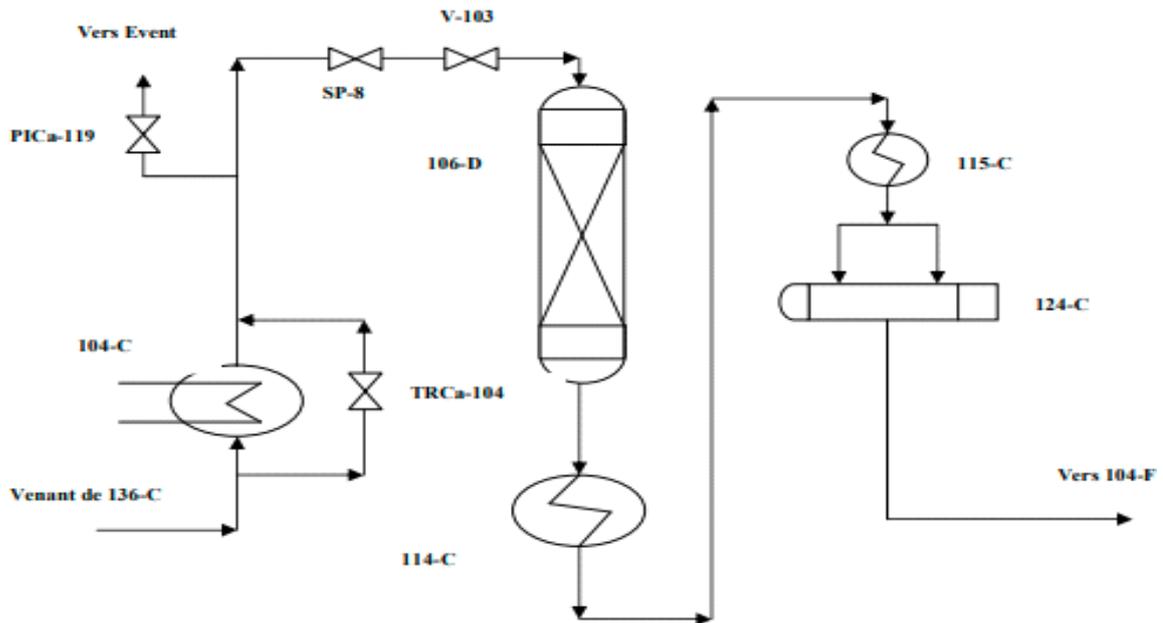


Figure I.1.2. B. Méthanisation (106-D).

I.1.3 Synthèse de l'Ammoniac :

I.1.3. A. Compression du gaz de synthèse purifié :

Le gaz de synthèse purifié venant du séparateur 104-F, est introduit dans l'étage basse pression du compresseur gaz de synthèse 103-J à 24,6 bars et 38 °C où il est comprimé jusqu'à 63 bars et à 187 °C.

La chaleur créée par la compression est éliminée en faisant passer le gaz comprimé dans les échangeurs 136-C, par la charge du méthaniseur, dans le réfrigérant intermédiaire 116-C, par la suite dans le réfrigérant intermédiaire du compresseur 129-C, et le gaz de synthèse.

Le gaz refroidi à 8 °C passe d'abord par le séparateur 105-F, avant d'être aspiré par le deuxième étage du compresseur avec le gaz recyclé venant de la réaction de synthèse de l'ammoniac à une pression de 134 bars et une température de 43 °C.

Le mélange des gaz refoulés du deuxième étage à 150 bars et à une température de 74 °C est refroidi à l'eau jusqu'à 35 °C dans l'échangeur 124-C, puis il est divisé en deux courants :

- Un courant est refroidi à $-9\text{ }^{\circ}\text{C}$ dans l'échangeur 120-C, et par le gaz qui sort du ballon de séparation 106-F, à $23\text{ }^{\circ}\text{C}$.
- L'autre courant est refroidi jusqu'à $19\text{ }^{\circ}\text{C}$ dans l'échangeur 117-C, par échange avec l'ammoniac à $13\text{ }^{\circ}\text{C}$ puis jusqu'à $-2\text{ }^{\circ}\text{C}$ dans l'échangeur 118-C, par échange avec l'ammoniac à $-7\text{ }^{\circ}\text{C}$. Le mélange des deux courants qui donne une température de $-6\text{ }^{\circ}\text{C}$ est soumis à un dernier refroidissement à $-23\text{ }^{\circ}\text{C}$ dans l'échangeur 119-C, par échange avec l'ammoniac à $-33\text{ }^{\circ}\text{C}$

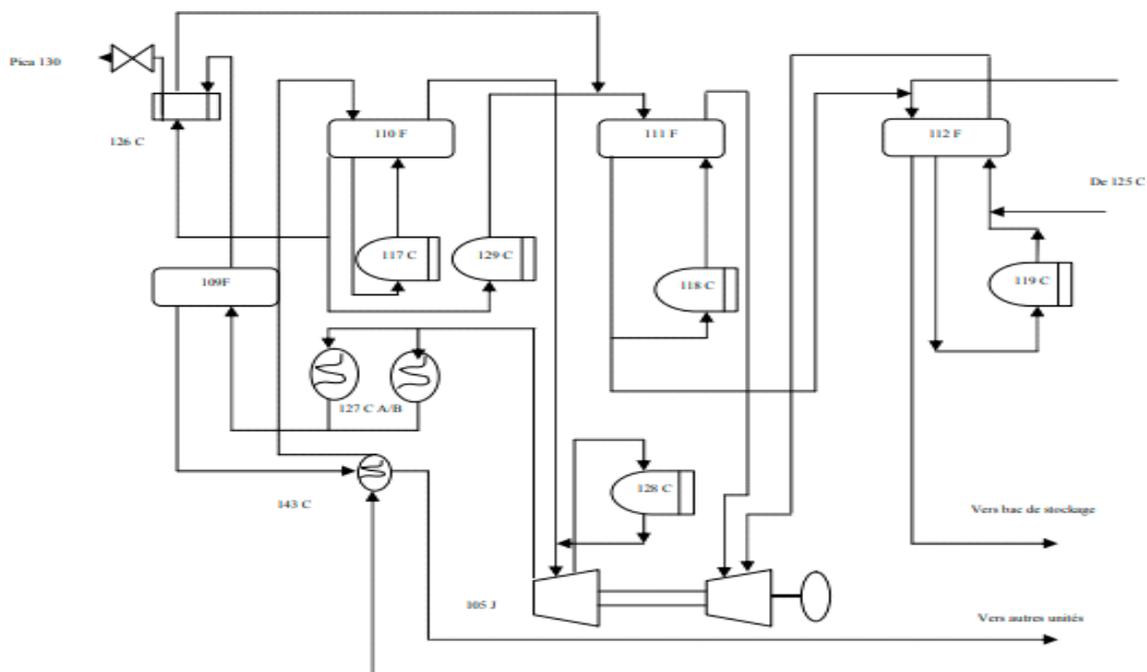


Figure I.1.3.A. Compression du gaz de synthèse purifié.

I.1.3. B. Synthèse et réfrigération de l'ammoniac (105-D) :

Après une série de refroidissements et une séparation au 106-F, le gaz de synthèse est chauffé dans deux échangeurs 120-C et 121-C jusqu'à $144\text{ }^{\circ}\text{C}$ et introduit par la partie inférieure du réacteur de synthèse.

Le réacteur de synthèse est formé d'une enveloppe à haute pression qui contient une section catalytique et un échangeur de chaleur.

Le gaz de synthèse entre à une température de $144\text{ }^{\circ}\text{C}$ et à une pression de 148 bars effectifs, remonte par l'espace annulaire entre l'enveloppe du catalyseur et

l'enveloppe extérieure de l'appareil, il passe ensuite par l'échangeur 122-C pour être réchauffé par les gaz sortant du quatrième lit, et redescend par les quatre lits catalytiques à base d'oxyde de fer Fe_3O_4 de différents volumes :

1^{er} lit : $9,16 m^3$.

2^{ème} lit : $11,94 m^3$.

3^{ème} lit : $17,83 m^3$.

4^{ème} lit : $25,25 m^3$.

Où se déroule la réaction de synthèse :



Une charge froide est injectée au niveau de chaque lit pour favoriser la réaction de synthèse, ensuite le gaz à 12% d' NH_3 remonte à travers une colonne placée au centre du réacteur et passe dans l'échangeur 122-C.

Le gaz sort du convertisseur, est ensuite refroidi dans deux échangeurs 123-C et 121-C jusqu'à $24^\circ C$ et divisé en deux parties :

La première partie est recyclée vers le deuxième étage du compresseurs 103-J, la deuxième partie est refroidie dans les échangeurs 139-C, 125-C jusqu'à $-23^\circ C$ et séparée dans les 108-F et 107-F, les gaz incondensables sortent des deux séparateurs, sont utilisés comme combustibles dans le reforming primaire, et le liquide est refroidi jusqu'à $-33,3^\circ C$ avant d'être acheminé vers le bac de stockage T-101.

Les vapeurs d'ammoniac provenant du séparateur 112-F sont comprimées dans le compresseur 105-J ensuite condensées dans le condenseur $127^\circ C$ et accumulées dans le ballon 109-F où les gaz inertes sont enlevés après passage à travers l'échangeur 126-C, ensuite l'ammoniac liquide du fond de 109-F est détendu dans le ballon de flash 110-F jusqu'à 5,9 bars effectif et $13,3^\circ C$.

Le liquide du fond du ballon 110-F traverse les échangeurs 117-C, 126-C et 129-C, pour refroidir les charges chaudes qui les traversent.

Les vapeurs produites dans 117-C retournent au ballon 111-F avec la charge liquide du ballon 110-F où elles seront détendues jusqu'à 2,2 bars effectifs et $-7,2^{\circ}\text{C}$.

Les gaz issus de la détente passent dans le premier étage du compresseur 105-J, alors que le liquide est divisé en deux parties. Une partie refroidit les gaz de synthèse dans l'échangeur 118-C et l'autre partie est détendue jusqu'à 0 bar effectif et $-33,3^{\circ}\text{C}$ dans le ballon 112-F avant d'être pompée vers le bac de stockage T- 101

I.1.3. C. Stockage de l'ammoniac :

L' NH_3 liquide arrivant de la section réfrigération avec une température de $33,3^{\circ}\text{C}$ et une pression 0 bar effectif alimente le bac de stockage par sa partie supérieure sous forme de pluie pour liquéfier une partie des vapeurs dégagées, la partie non liquéfiée est comprimée dans le premier étage des compresseurs K101-A, K101-B et K101-C jusqu'à 3,15 bars effectif ensuite refroidie jusqu'à -2°C dans le ballon d'aspiration 101-V par contact avec l' NH_3 liquide.

Les gaz qui sortent de 101-V sont comprimés dans le deuxième étage des compresseurs 101-A, 101-B et 101-C, puis condensés par l'eau de mer dans les condenseurs 103-A et 103-B, ensuite dirigés vers le réservoir de l' NH_3 102-V avec 13,8 bars effectif et 38°C avant de passer dans le ballon 101-V, où ils sont détendus jusqu'à 3 bars et -2°C .

Le liquide dans le ballon 101-V sera utilisé comme agent de refroidissement des gaz en provenance du premier étage des compresseurs 101-A, 101-B et 101-C après avoir été détendu l' NH_3 liquide est renvoyé vers le bac T-101.[8]

Le bac T-101 a été construit par la société Japonaise T.K.K et possède les Caractéristiques suivantes :

Tableau I.1.3. C : Caractéristique du bac T-101.

Capacité de stockage (tonnes)	Diamètre (mm)	Hauteur (mm)	Hauteur de remplissage (mm)	Pression à l'intérieur du bac (mbars)
20 000	52 220	17 220	14 540	< 68

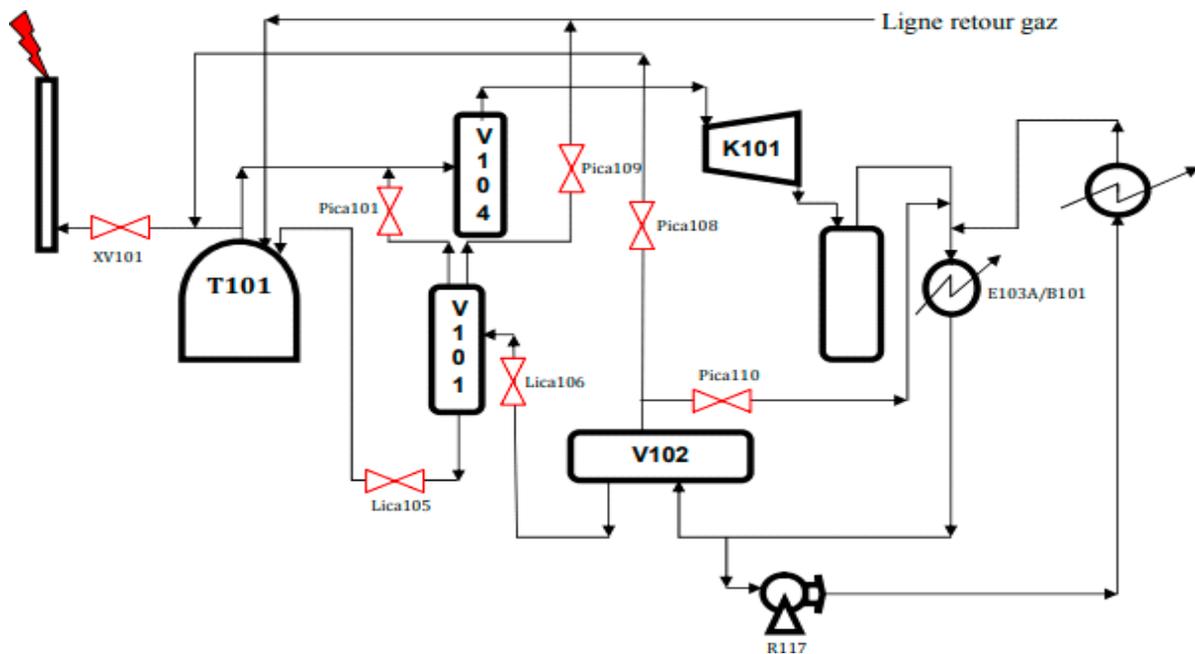


Figure I.1.3. C : Stockage de l'ammoniac.

II. Description du four de reforming :

Introduction :

Le gaz naturel est la source d'hydrogène nécessaire à la synthèse de l'ammoniac. Ainsi, 80 % de la production d'ammoniac provient du gaz naturel, cela principalement pour des raisons économiques : coûts des matières premières, coûts d'investissement et d'exploitation. La production d'ammoniac est basée sur le reformage à la vapeur (vaporeformage).

Le constituant principal de gaz naturel est le méthane, CH_4 (de 70 à 100%) avec d'autres hydrocarbures (propane, butane, éthane, ...), du dioxyde de carbone et d'autres gaz inertes tel que l'azote, l'argon...

Pour empêcher l'empoisonnement du catalyseur de nickel dans le reforming primaire, Le soufre contenu dans le gaz naturel est réduit par la désulfuration à un taux en dessous de 0.5ppm.

II.1. Four de reforming primaire (101-B) :

Le rôle principal du four de reforming dans le process de l'unité ammoniac est la production de l'hydrogène ; un des deux réactifs nécessaires pour la réaction de synthèse.

Le vaporeforming est effectué dans 378 tubes catalytiques verticaux distribués dans 9 fils de 42 tubes chacune.

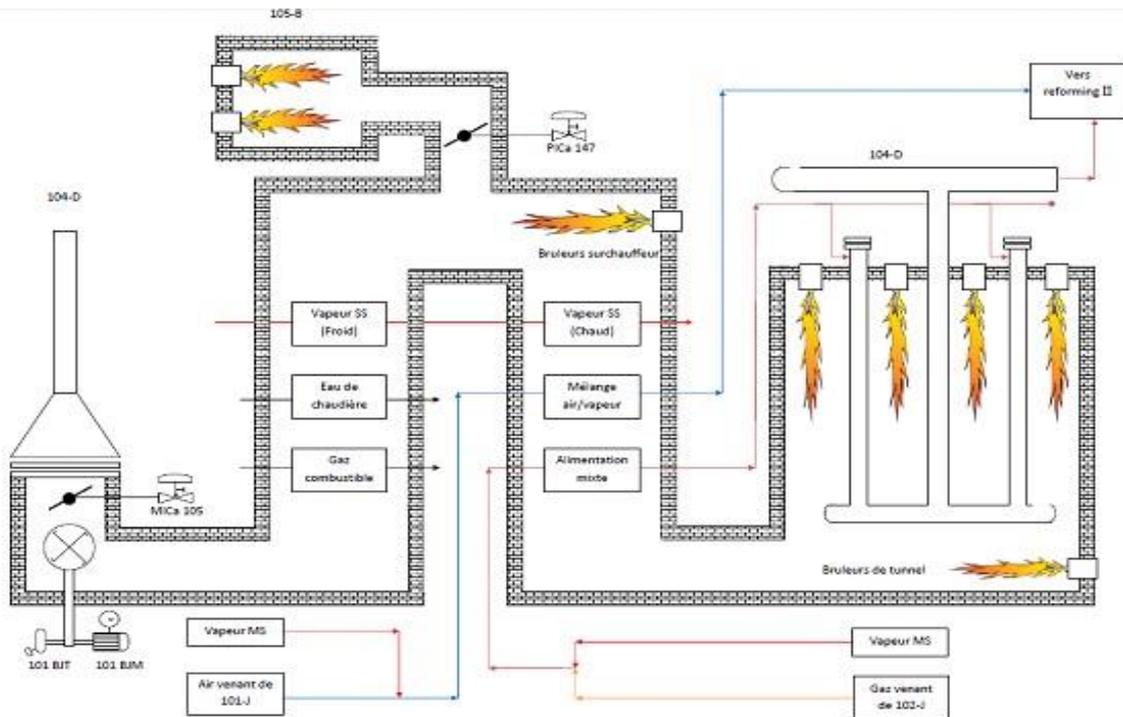


Figure II.1. Four de reformage primaire 101-B à Fertil-Annaba.

Comme présenté sur le schéma ci-dessus le four est composé d'une zone de radiation, une zone de convection, un ventilateur et une cheminée.

II.1. A. Zone de radiation :

Dans cette zone est lieu une réaction de vapocraquage du méthane ; comme cette réaction est endothermique on a besoin d'une source d'énergie.

Cette Energie est assurée par 200 brûleurs repartie sur 10 rangés de 20 brûleurs ; en position verticale orientés vers le bas.

Toute en bas de la zone radiation on trouve 10 brûleurs en position horizontale qu'on appelle brûleurs tunnel qui sont utilisés en cas de besoin pour chauffer d'avantage les gaz de Carnot.

II.1. B. Zone de convection :

Les fumées ou les gaz Carnot produits par les brûleurs de la zone radiation véhiculent une Energie très importante.

Selon la température de ces fumés on distingue deux zones de convection : une zone de convection haute température et une zone de convection basse température.

Dans la zone haute température on trouve 18 bruleurs en position horizontale utilisés pour chauffer d'avantage les fumées.

Juste à l'entrée de cette zone est connecté une chaudière pour la production de la vapeur haute pression qui fonctionne avec 05 bruleurs en position horizontale.

II.1. C. Le ventilateur 101-BJ :

L'architecture du four de l'unité ammoniac est basée sur ce ventilo. Il est entraîné soit par une turbine à vapeur ou par un moteur 5.5 KV via un système d'embrayage. L'arrêt de ce ventilo provoque l'arrêt immédiat du four d'où l'arrêt total de l'unité.

Le ventilateur 101-BJ a un rôle important :

- Il aspire l'air nécessaire pour la combustion du gaz au niveau des 233 bruleurs placés à différentes distances
- il crée une dépression le long du four et dans la chaudière et maintient les flammes dans leur position normale
- dans une circulation forcée ; il chemine les fumés dans la direction voulue afin de profiter de leur Energie.

II.1. D. La cheminée :

Les gaz de Carnot dont l'Energie est exploitée au maximum permis par le process, seront jetés à l'atmosphère via une cheminée placée juste derrière le ventilateur. [9]

II.2. Bruleurs de reforming primaire (101-B) :

La majeure partie du transfert de chaleur vers le tube se fait par rayonnement (de la flamme et parois réfractaires des fours). Il existe deux types de brûleurs :

- Brûleurs radiants à flamme plate : disposés en grand nombre (jusqu'à 800 ou plus dans une pièce pour un atelier d'ammoniac synthétique 2000 tonnes/jour) sur les parois du four, et son chauffage de la flamme Irradier le matériau réfractaire du tuyau.
- Les réfractaires à flamme longue : en plus petites quantités (environ 40 ateliers d'ammoniac synthétique de 1000 tonnes/jour), sa flamme irradie directement la canalisation.
- Dans certains types de fours, il y a aussi des brûleurs à flamme longue dans les parois ; Ces brûleurs sont soit à air induit, soit à air pulsé. Pour économiser de l'énergie, le brûleur est alimenté en air de combustion préchauffé. Cependant, Limiter les émissions d'oxydes d'azote formés à haute température est une préoccupation majeure : pour résoudre ce problème, il est nécessaire de limiter le préchauffage de l'air de combustion à 250 - 300°C et d'installer des brûleurs spéciaux à faibles émissions de NO_x. [1]

II.2. A. Technologie des fours de reformage :

Les fours de reformage sont disponibles dans une variété de modèles, en fonction de la disposition des tubes, des brûleurs, des collecteurs et des zones de convection. On ne peut pas dire qu'il y ait une tendance écrasante ; les résultats opérationnels, les coûts de maintenance des deux technologies mises en œuvre sont très similaires. Le rapport qualité/prix est toujours un critère essentiel de sélection, mais le nombre de références industrielles est également un facteur déterminant.

Les technologies de four comprennent :

- Les fours à brûleurs en voûte (société Kellogg).
- Les fours à brûleurs multiples latéraux (Topsoe).
- Fours à brûleurs en sole.

Au four de reformage primaire 101-B à Fertial-Annaba 200 brûleurs en voûte sont utilisés pour augmenter la température de la zone de radiation, 10 brûleurs multiples latéraux pour chauffer les gaz de carneaux, 18 brûleurs topsoe dans la zone de convection et 5 brûleurs qui alimente la chaudière auxiliaire. [2]

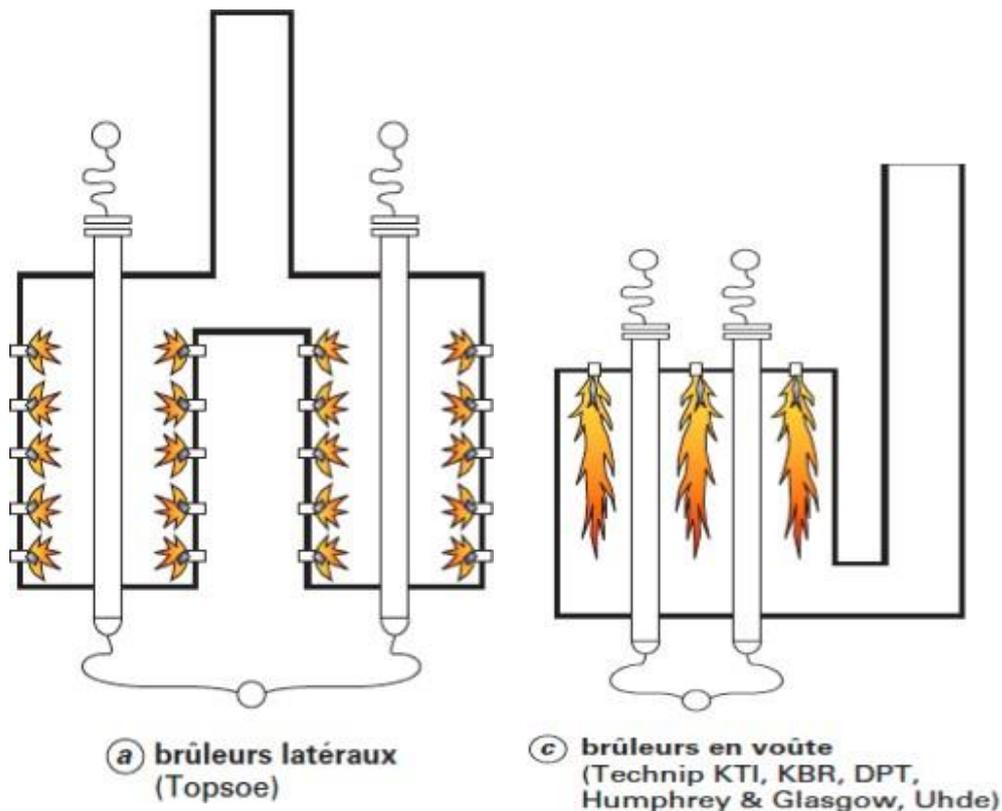


Figure II.1. A : Type des brûleurs au four 101-B.

III. Gaz combustible :

III.1. Réseau de gaz combustible :

Le gaz utilisé pour la combustion dans les fours de l'unité provient surtout du gaz naturel de process. Le gaz de purge de la boucle de synthèse et du système de refroidissement s'ajoute au gaz naturel. Ce gaz mixte ne sert qu'alimenter les brûleurs en voûte et de surchauffeur.

Le gaz d'alimentation aux fours de l'unité est pris sur la ligne de sorties du ballon-tampon de séparateur de gaz naturel 116-F et sa pression est contrôlée par PICA-104. Il est envoyé au préchauffeur de désulfuration 103-B, au four de reforming primaire 101-B, et à la chaudière auxiliaire 105-B.

Le reste du gaz naturel passe dans le serpentin de préchauffage du gaz combustible de la section convection du four 101-B (reforming primaire). La température du gaz qui sort du serpentin sera d'environ 110°C. Le mélange ainsi obtenu et utilisé pour les brûleurs tunnels et pour les brûleurs principaux de voûte du reformage primaire 101-B.[3]

III.2. Combustion dans la chaudière auxiliaire :

La combustion dans la chaudière auxiliaire est par cinq brûleurs horizontaux “spinmix” à tirage forcé. Ces brûleurs fonctionnent soit à seul à la fois, soit ensemble (selon la demande en vapeur) pour maintenir la pression dans le réseau vapeur HP.

Si la pression du gaz a ces brûleurs est trop faible ou trop forte, la HHPA- 139 Et utiliser pour que les opérateurs puissent allumer un brûleur supplémentaire ou en éteindre un selon le cas. Et quand les besoins en air de combustion augmentent et que la combustion varie sensiblement il est nécessaire de régler l'ouverture des volets d'entrée d'air et/ou le tirage dominant dans le foyer de la chaudière auxiliaire.[7]

PARTIE PRATIQUE

Simulation

Par

Aspen HYSYS

- **Introduction :**

La conception d'une unité de production chimique est une opération complexe qui demande des moyens financiers et humains très importants. Dans le contexte actuel, un procédé industriel doit répondre à trois critères : l'économie, la sécurité et l'environnement. Ainsi, lorsqu'un nouveau procédé est développé, le rôle de l'ingénieur consiste à trouver le système le plus adapté non seulement en termes d'efficacité et de sécurité, mais aussi de coût et de rentabilité pour fabriquer le produit.

La simulation des procédés et leur optimisation supposent que soient bien connues les propriétés thermodynamiques et les équilibres des phases des mélanges traités. Cette connaissance repose encore sur les mesures expérimentales, mais elle découle également de méthodes de calcul fondées sur les principes de la thermodynamique qui en contrôlent et en assurent la cohérence, et leur confèrent un vaste champ d'application.

Pour notre étude nous avons choisi comme logiciel le logiciel HYSYS.

I. La simulation :

La simulation est une technique utilisée dans différents domaines de l'ingénierie et de la recherche en général, permettant d'étudier et d'analyser le comportement d'un système avant de l'implémenter et d'optimiser son fonctionnement en testant différentes solutions et différentes conditions opératoires. Elle consiste à travailler sur un modèle mathématique qui décrit le système. Un modèle n'est pas une représentation exacte de la réalité physique, mais il est seulement apte à restituer les caractéristiques les plus importantes du système analysé.

Les simulateurs de procédés chimiques utilisés classiquement dans l'industrie chimique ou para chimique, peuvent être considérés comme des modèles de connaissance. Ils sont basés sur la résolution de bilans de masse et d'énergie, des équations d'équilibres thermodynamiques, ... et sont à même de fournir

l'information de base pour la conception. Ils sont principalement utilisés pour la conception de nouveaux procédés (dimensionnement d'appareil, analyse du fonctionnement pour différentes conditions opératoires, optimisation), pour l'optimisation de procédés existants et l'évaluation de changements effectués sur les conditions opératoires.[5]

II. L'utilisation de la simulation :

L'industrie utilise de plus en plus la simulation numérique, validée par des expériences, pour raccourcir le cycle de développement de ses nouveaux produits. Un simulateur de procédé devrait effectuer des différentes tâches tel que : la conception (engineering) et le suivi des procédés, la première est basée sur la résolution des bilans de matières et d'énergie, le dimensionnement des équipements, l'évaluation économique du procédé et l'optimisation du procédé. Aussi que le suivi des procédés est basé sur le réajustement des paramètres de fonctionnement dans le cas des changements de composition de l'alimentation et la détermination de la performance des équipements.

III. Concepts et caractéristiques du simulateur Aspen HYSYS :

III.1. Aspen HYSYS :

Aspen HYSYS est un simulateur de processus chimique actuellement développé par AspenTech utilisé pour modéliser mathématiquement les processus chimiques, des opérations unitaires aux usines chimiques complètes et aux raffineries. Il est un environnement de procédé de simulation conçu pour servir les techniciens et les ingénieurs de pétrole, du gaz et du raffinage.

Le simulateur HYSYS est l'un des plus performants logiciels de simulation. Il peut être utilisé lors de la conception d'un procédé industriel afin d'établir des bilans de matière et d'énergie d'un procédé industriel et de dimensionner les équipements de ce procédé aussi que dans le suivi des procédés qui sont déjà installés afin de réajuster les paramètres de fonctionnement dans le cas de

Changement de compositions de l'alimentation ou des conditions de fonctionnement de certains équipements et de déterminer les performances des équipements.

III.2. Concepts de base du simulateur Aspen HYSYS :

On définit les principaux concepts de base et vocabulaires associés, qui sont utilisés pendant les étapes de construction d'un modèle dans le simulateur Aspen

- « Flowsheet » : c'est un ensemble d'objets « Flowshe et Elements » (courants de matière, d'énergie, d'opérations unitaires, de variables opératoires) qui constituent tout ou une partie du procédé simulé et qui utilisent la même base de données thermodynamique « Fluide Package ». Ce simulateur possède une Architecture Multi-Flowsheet : il n'y a pas de limite par rapport au nombre de Flowsheets. On peut préalablement construire des Flowsheets pour les utiliser dans une autre simulation, ou organiser la description de procédés complexes en le scindant en sous-Flowsheets qui sont des modèles plus concis (ceci permet de hiérarchiser un processus très complexe). Il possède un certain nombre d'entités particulières : un « Process Flow Diagram » (PDF), un « Workbook ».

- « Fluide Package » : il permet de définir les composants chimiques présents dans le procédé simulé et leurs affecte les propriétés chimiques et physiques contenues dans la base de données des corps purs. Il permet aussi de définir les modèles thermodynamiques qui seront utilisés pour le calcul des propriétés des mélanges et de définir les cinétiques des réactions chimiques mises en jeu dans le procédé.

- « Process Flow Diagram » : ce diagramme permet de visualiser les courants et les opérations unitaires, représentées par des symboles dans le « Flowsheet », ainsi que la connectivité entre les courants, les opérations unitaires et les tableaux des propriétés des courants.

- « Workbook » : il permet d'avoir accès à l'information sur les courants et les opérations unitaires sous forme de tableau de données.
- « Desktop » : c'est l'espace principal de Aspen HYSYS pour visualiser les fenêtres lors de la conception.
- « Proper tyview » : il contient l'information décrivant un objet (opération ou courant).[14]

III.3. Environnement de simulation :

Il existe cinq environnements de développement pour manipuler et mettre en forme l'information dans le simulateur :

- **Environnement « Basis Manager »** : Cet environnement permet de créer et modifier le « Fluide Package ».
- **Environnement « Oil Characterization »** : Il est utilisé pour caractériser les fluides de type pétrolier.
- **Environnement « Main Flowsheet »** : Il permet de définir la topologie du Flowsheet principal de la simulation. Il est utilisé pour placer et définir les différents courants, opérations unitaires et « Sub-Flowsheets » qui constituent le procédé simulé.
- **Environnement « Sub-Flowsheet »** : Il permet de définir la topologie d'un sous-ensemble particulier du schéma principal (un courant ou une opération particulière et des autres Sub-Flowsheets).
- **Environnement « Column»**: C'est un objet particulier permettant de définir la topologie de l'opération unitaire colonne à distiller. Il possède ses propres « Flowsheet », « Fluid Package », « PDF » et « Workbook ».

IV. Les modèles thermodynamique de Aspen HYSYS :

IV.1. Les équations d'état :

Les modèles basés sur les équations d'état (SRK, PR... etc.); sont souvent utilisés pour le calcul des systèmes d'hydrocarbures et des systèmes presque idéaux. Leurs avantages par rapport aux autres modèles résident dans le fait de l'utilisation des coefficients d'interaction-binaire. En générale les équations d'état permettent de calculer l'ensemble des propriétés des produits par rapport à la température et aux fractions molaires. [12]

IV.2. Equation de REDLICH-K WONG (RK) :

Considérer comme la plus simple des équations d'état, elle est très utilisée pour prédire d'état de la phase vapeur.

$$P = \frac{RT}{V - b} - \frac{a/\sqrt{T}}{V(V+b)} \quad (1)$$

IV.3. Equation de SOAVE-REDLICH-KWONG (SRK):

Cette équation modifiée celle de REDDITCH-KWONG, par l'introduction d'une fonction (T) qui dépend du facteur acentrique.

L'équation de SOAVE est de la même forme générale que l'équation.

$$P = \frac{RT}{V - b} - \frac{a(T)}{V(V+b)} \quad (2)$$

SOAVE a introduit les relations suivantes pour exprimer la fonction

$$a(T_R) = a(T_c) a(T_R) \quad (3)$$

Avec :

$$a(T_R) = (1+m(1-\sqrt{T_R}))^2 \quad (4)$$

Le coefficient m est calculé en fonction du facteur acentrique :

IV.4. Equation de PMG-ROBINSON :

L'équation de PENG-ROBINSON diffère de l'équation de SOAVE par l'expression du terme d'attraction. Elle a été introduite en vue d'améliorer les résultats obtenus par l'équation de SAOVE, [13] notamment en ce qui concerne le calcul des densités en phase liquide, sans modifier le nombre de paramètres :

$$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a(T)}{V(V+b)+b(v-b)} \quad (5)$$

Les termes $a(T_R)$ et b sont définis par la relation :

$$a = 0,45724 \frac{R^2 T_c^2}{P_c} a(T_R) \quad (6)$$

$$m = 0,480 + 1,574\omega - 0,176\omega^2 \quad (7)$$

Pour notre cas nous avons choisi comme équation d'état l'équation de PENG-ROBINSON et on a suivi les étapes suivantes :

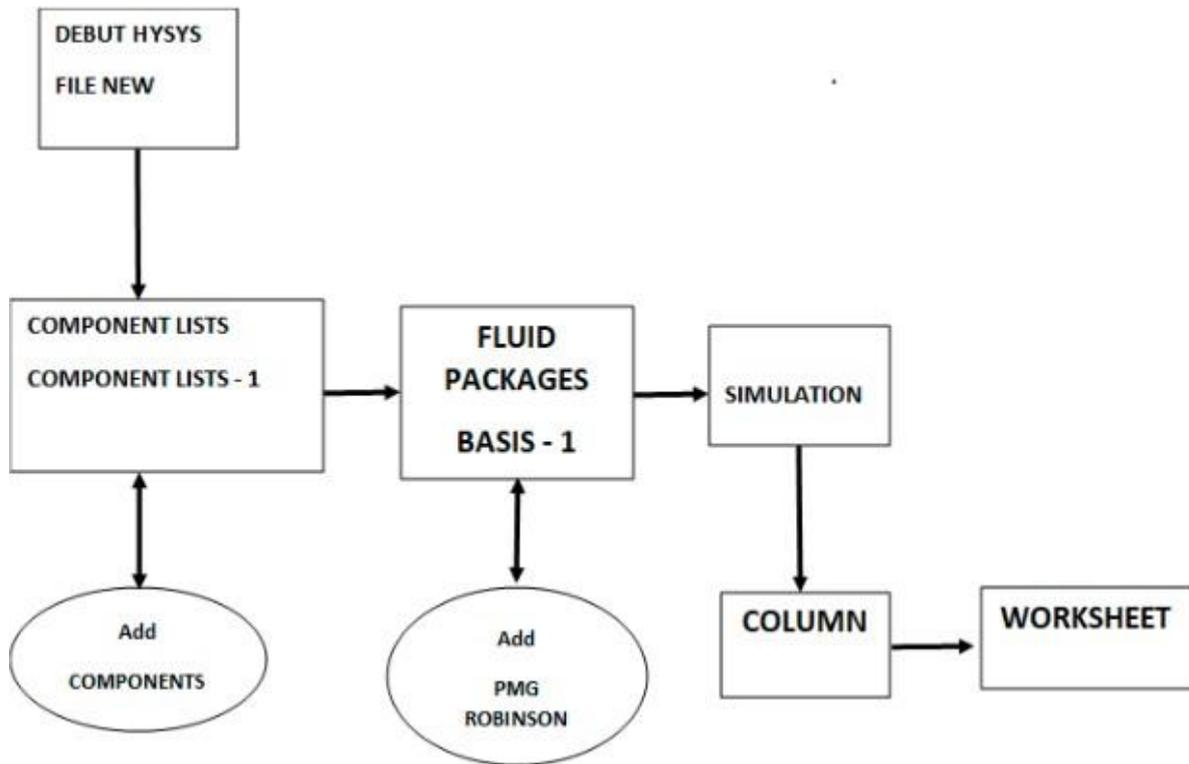


FIGURE 1 : Organigramme des étapes de simulation.

V. Simulation d'un cas réel :

La simulation du cas réel se base sur les données obtenues et le paramètre couramment utilisés.

Tableau 1 : Composition de gaz naturel.

GAZ	P (bars)	T (°C)	DM (m^3/h)	FM
Méthane CH_4	19	42	41494	1

Une représentation schématique de la simulation du gaz naturel s'effectue avec le séparateur 116-F relié avec la vanne PICA-104, le compresseur 102-J, la vanne PICA-105 et E-100 (Cooler). Obtenue par HYSYS, et illustrée dans la FIGURE 2 ci-dessous.

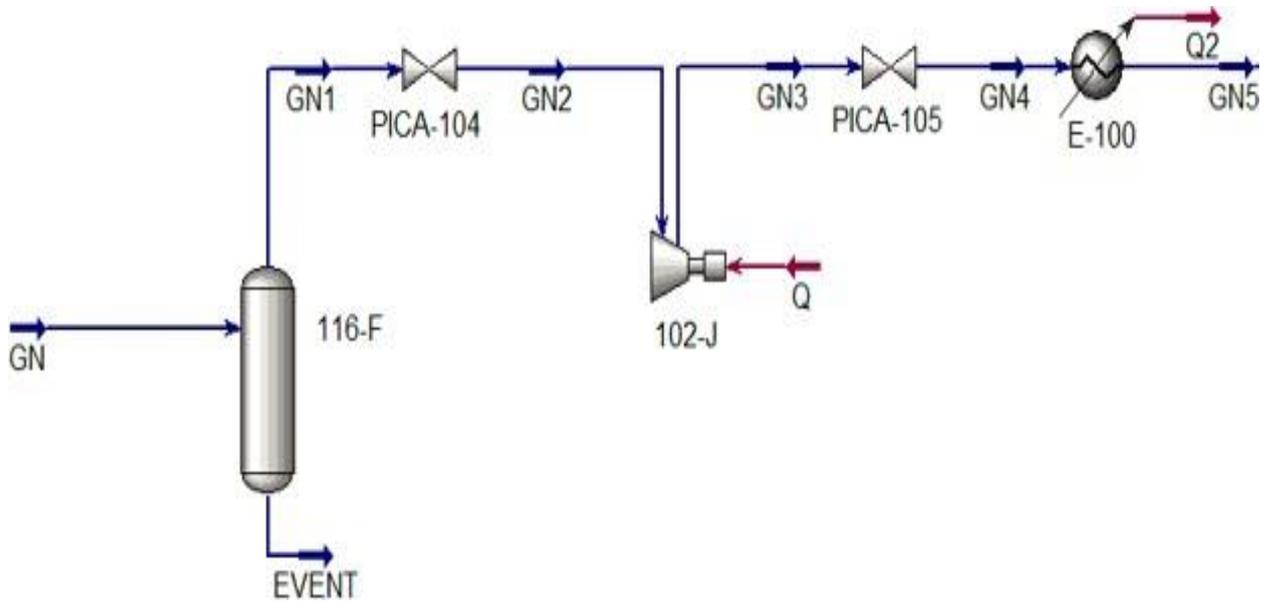


Figure V : Simulation du Gaz Naturel par HYSYS.

Au cours de cette simulation nous avons obtenues des résultats représentés dans les tableaux suivants :

Tableau 2 : composition de l'alimentation (GN).

Worksheet		Attachments		Dynamics	
Worksheet	Stream Name	GN	Vapour Phase		
Conditions	Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000		
Properties	Temperature [C]	42.00	42.00		
Composition	Pressure [MPag]	1.799	1.799		
Oil & Gas Feed	Molar Flow [kgmole/h]	1755	1755		
Petroleum Assay	Mass Flow [kg/h]	2.815e+004	2.815e+004		
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	94.04	94.04		
User Variables	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-7.460e+004	-7.460e+004		
Notes	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	160.5	160.5		
Cost Parameters	Heat Flow [kJ/h]	-1.309e+008	-1.309e+008		
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	4.139e+004	4.139e+004		
	Fluid Package	<i>Basis-1</i>			
	Utility Type				

Tableau 3 : Condition de séparateur 116-F.

Worksheet	Name	GN	EVENT	GN1
Conditions	Vapour	1.0000	0.0000	1.0000
Properties	Temperature [C]	42.00	42.00	42.00
Composition	Pressure [MPag]	1.799	1.799	1.799
PF Specs	Molar Flow [kgmole/h]	1755	0.0000	1755
	Mass Flow [kg/h]	2.815e+004	0.0000	2.815e+004
	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	94.04	0.0000	94.04
	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-7.460e+004	-7.460e+004	-7.460e+004
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	160.5	160.5	160.5
	Heat Flow [kJ/h]	-1.309e+008	-0.0000	-1.309e+008

Tableau 4 : Condition de la valve PICA-104.

Worksheet	Name	GN1	GN2
Conditions	Vapour	1.0000	1.0000
Properties	Temperature [C]	42.00	42.00
Composition	Pressure [MPag]	1.799	1.799
PF Specs	Molar Flow [kgmole/h]	1755	1755
	Mass Flow [kg/h]	2.815e+004	2.815e+004
	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	94.04	94.04
	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-7.460e+004	-7.460e+004
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	160.5	160.5
	Heat Flow [kJ/h]	-1.309e+008	-1.309e+008

Dans cette simulation on veut augmenter la pression, donc on a utilisé le compresseur 102-J pour comprimer le gaz naturel de 19 bars jusqu'à 40 bars avec une température de 90 °C.

Tableau 5 : Condition de compresseur 102-J.

Compressor: 102-J

Design Rating Worksheet Performance Dynamics

Worksheet

	GN2	GN3	Q
Name			
Vapour	1.0000	1.0000	<empty>
Temperature [C]	42.00	116.9	<empty>
Pressure [MPag]	1.799	3.899	<empty>
Molar Flow [kgmole/h]	1755	1755	<empty>
Mass Flow [kg/h]	2.815e+004	2.815e+004	<empty>
LiqVol Flow [m3/h]	94.04	94.04	<empty>
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-7.460e+004	-7.185e+004	<empty>
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	160.5	162.2	<empty>
Heat Flow [kJ/h]	-1.309e+008	-1.261e+008	4.811e+006

Delete OK On Ignored

Tableau 6 : Condition de la valve PICA-105.

Valve: PICA-105

Design Rating Worksheet Dynamics

Worksheet

	GN3	GN4
Name		
Vapour	1.0000	1.0000
Temperature [C]	116.9	116.9
Pressure [MPag]	3.899	3.899
Molar Flow [kgmole/h]	1755	1755
Mass Flow [kg/h]	2.815e+004	2.815e+004
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	94.04	94.04
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-7.185e+004	-7.185e+004
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	162.2	162.2
Heat Flow [kJ/h]	-1.261e+008	-1.261e+008

Delete OK Ignored

Après avoir utilisé le compresseur 102-J. On a obtenu la pression voulu 40 bars mais la température est supérieure à 90°C, alors on a utilisé le cooler E-100 (130-C) pour la diminuer à 90°C.

Tableau 7 : Condition du cooler E-100 (130-C).

Worksheet	Name	GN4	GN5	Q2
Conditions	Vapour	1.0000	1.0000	<empty>
Properties	Temperature [C]	116.9	90.03	<empty>
Composition	Pressure [MPag]	3.899	3.899	<empty>
PF Specs	Molar Flow [kgmole/h]	1755	1755	<empty>
	Mass Flow [kg/h]	2.815e+004	2.815e+004	<empty>
	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	94.04	94.04	<empty>
	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-7.185e+004	-7.298e+004	<empty>
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	162.2	159.3	<empty>
	Heat Flow [kJ/h]	-1.261e+008	-1.281e+008	1.973e+006

Maintenant on est dans les conditions exacte pour faire la simulation de notre four 101-B. On veut préchauffer le gaz naturel jusqu'à attendre la température de 400°C.

Tableau 8 : Composition de Gaz Naturel après la simulation.

GAZ	P (Bars)	T (°C)	DM (Kgmole/h)	FM
CH ₄	40	90	1755	1

Une représentation schématique de la simulation du gaz naturel s'effectue avec le four 101-B représenté dans la **Figure 3**.

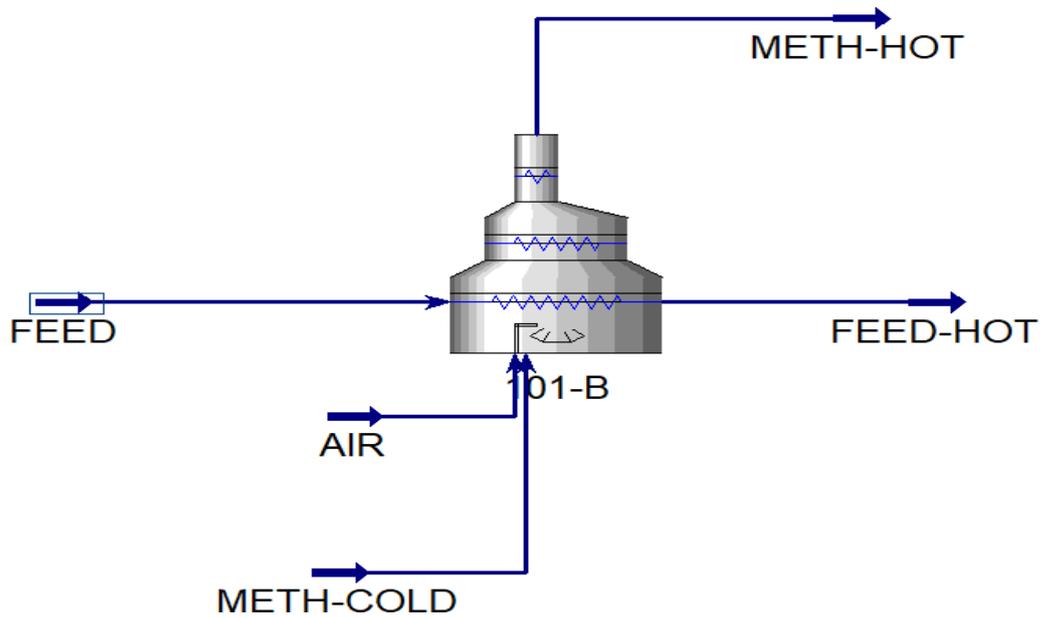
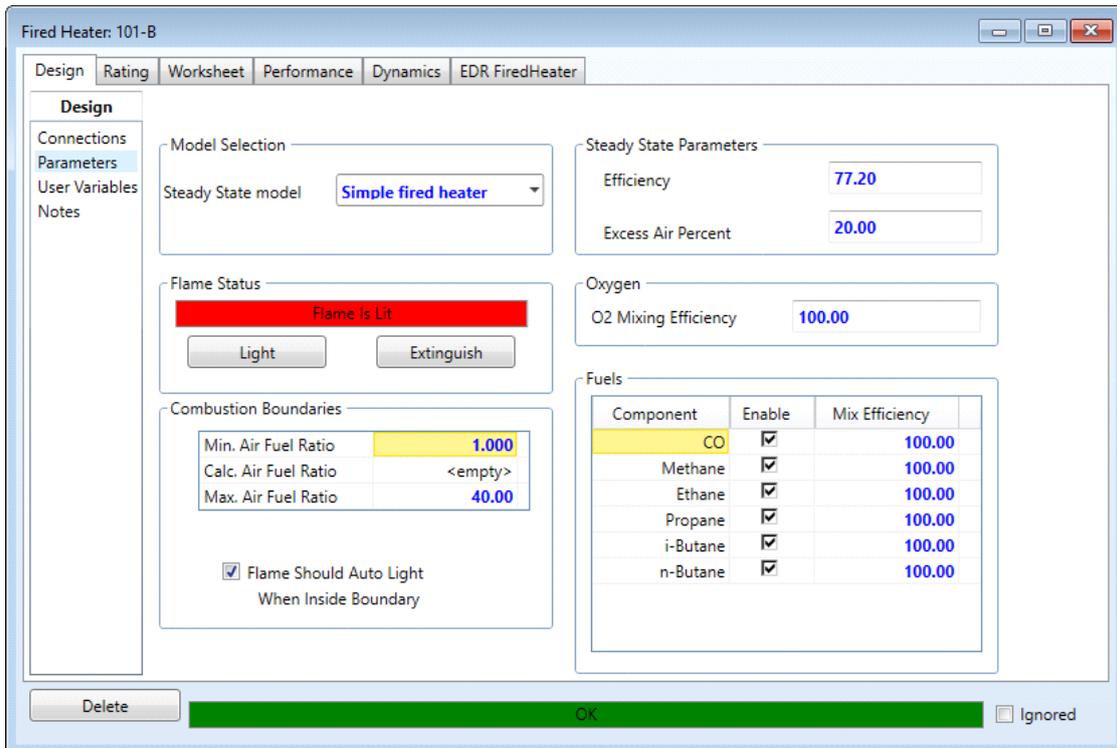


Figure 2: Firedheater 101-B (four de reforming).

Au cours de cette simulation nous avons obtenues les résultats suivants :

Tableau 9 : Condition de four 101-B.

Fired Heater: 101-B						
Worksheet						
Name	F1	AIR	METH-COLD	F2	METH-HOT	
Vapour	0.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	
Temperature [C]	90.0000	90.0000	90.0000	260.0000	400.9277	
Pressure [MPag]	5.899	3.899	3.899	5.899	3.899	
Molar Flow [kgmole/h]	214.1519	106.7456	9.3402	214.1519	116.0869	
Mass Flow [kg/h]	10194.4268	3079.6403	149.8446	10194.4268	3229.4849	
LiqVol Flow [m3/h]	20.0587	3.5601	0.5005	20.0587	3.8699	
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1.203e+005	1712	-7.298e+004	-9.083e+004	-5.864e+004	
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	126.5	126.4	159.3	194.4	156.3	
Heat Flow [kJ/h]	-2.5759e+07	1.8275e+05	-6.8166e+05	-1.9451e+07	-6.8072e+06	

Tableau 10 : Paramètres de four 101-B.

A la fin de cette simulation on a pu augmenter la température du gaz naturel jusqu'à 400°C.

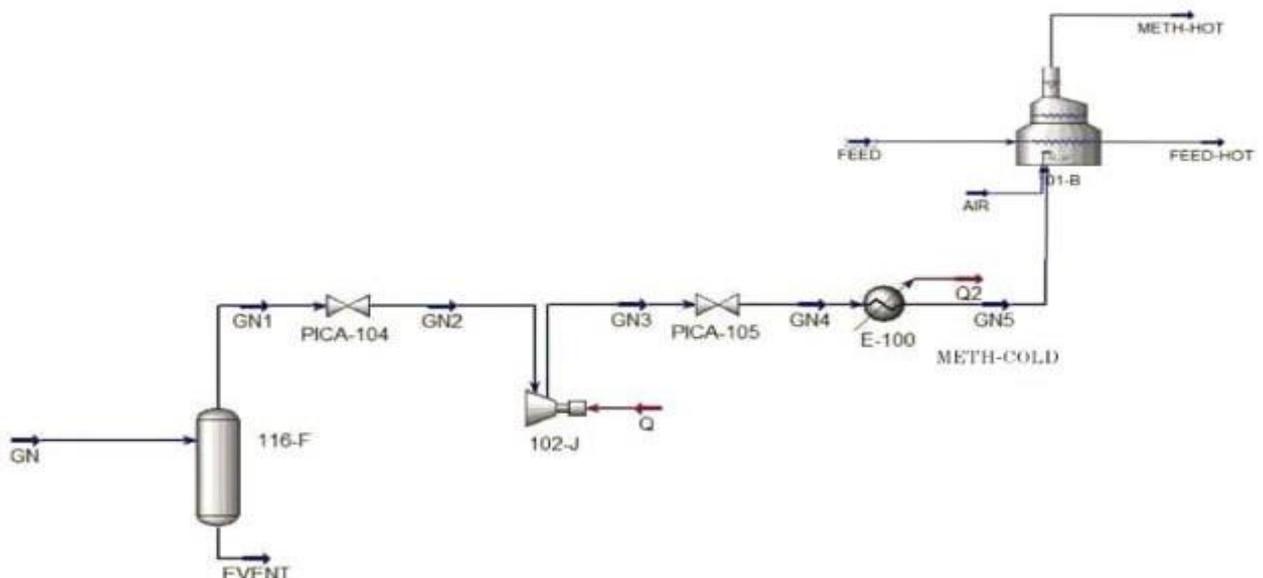


Figure 3 : Schéma général de la simulation du GN par HYSYS.

VI. Conclusion :

❖ Partie simulation :

Nous avons utilisé une méthode numérique par le logiciel Aspen HYSYS pour dimensionner plusieurs équipements, en respectant les conditions opératoires.

Généralement les résultats obtenus par les calculs précédents sont raisonnables.

De point de vue de conception ou de réalisation, la partie de la simulation est bénéfique pour une étude d'ingénieur.

Cependant l'étape de la faisabilité technique et économique demande des calculs plus profonds, parce qu'un bon projet ou un investissement rentable nécessite des études globales à travers des calculs plus précis.

❖ Remarque :

Au niveau de l'unité d'ammoniac et précisément à l'unité d'ammoniac. Le chemin de gaz combustible extrait de l'alimentation de gaz naturel, passe au four 103-B pour allumer ces quatre brûleurs, d'un débit de fumées de $1064 \text{ Nm}^3/\text{h}$, et une température de $833 \text{ }^\circ\text{C}$, chaque brûleur dégage une chaleur de $209 \text{ }^\circ\text{C}$. Cette énergie est employée pour augmenter la température de gaz naturel de $90 \text{ }^\circ\text{C}$ à $400 \text{ }^\circ\text{C}$.

On remarque qu'au niveau de four de reforming primaire 101-B, les 18 brûleurs situés à la zone de convection chaude ont un débit de $4800 \text{ Nm}^3/\text{h}$, et dégage une chaleur de 90° C . Cette zone chaude a une température d'entrée de $600 \text{ }^\circ\text{C}$ et une température de sortie de $642 \text{ }^\circ\text{C}$, à cause de cinq brûleurs de la chaudière situés en haut de la zone, et les 4/5 brûleurs situés à l'entrée de la zone convection froide, toute cette chaleur est un avantage pour augmenter la température de gaz naturel au lieu de le chauffer au four 103-B.

La chaleur dégagée par les 18 brûleurs a pu augmenter la température de gaz naturel (**Tableau 9**).

Si on élimine le four 103-B, et on déplace le tube de gaz naturel au four de reforming, les conditions opératoires restent les mêmes, et on va gagner de l'énergie, diminuer le coût et améliorer le bénéfice.

Cette étude reste ouverte, et demande des calculs plus profonds.

REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES

- [1]Analyse et Simulation du Reforming Primaire (Four de l'Industrie d'Ammoniac).
- [2]K. Ravi, Y. K. Joshi, S.C. Dhingra, B. K. Guha : Simulation of primary and secondary reformers for improved energy performance of an ammonia plant. Chem. Eng. Technol. (1989), 12, pp. 358-359.
- [3]FERTIAL-USINE D'ARZEW DIRECTION DES RESSOURCES HUMAINES Formation & Services Généraux MANUEL OPERATOIRE Unité NH3 I.
- [4]https://fr.wikipedia.org/wiki/Reformage_du_m%C3%A9thane.
- [5]J. C. De Deken; E. F.Devos; G. F Froment : Steam Reforming of Natural Gas. Intrinsic Kinetics, diffusional Resistances and Reactor Design. Chemical Reaction Engineering. (1982), 196, pp. 181-189.
- [6]Synthèse d'ammoniac fichier de l'entreprise Fertial.
- [7]FERTIAL-USINE D'ARZEW DIRECTION DES RESSOURCES HUMAINES Formation & Services Généraux MANUEL OPERATOIRE Unité NH3 II.
- [8]Plan de qualité de l'Unité Ammoniac fichier Fertial.
- [9]Four de l'unité ammoniac fichier
- [10]Fertial. <https://www.fertial->
- [11]dz.com/somme.html.
- [12]<https://docplayer.fr/34693713-Simulation-d-une-unite-de-production-de-methanol-a-l-aide-de-l-aspen-plus-hysys.html>.
- [13]<http://archives.univbiskra.dz/>
- [14]bitstream/123456789/6586/1/lamara%20hamza.pdf.
- [15]https://dspace.univguelma.dz/jspui/bitstream/123456789/13036/1/AMAMR_A_NACEF%20MOHAMED%20CHERIF_F1.pdf.