

وزارة البحث العلمي والتعليم العالي

Ministère de l'Enseignement supérieur et de la Recherche scientifique

جامعة عبد الحميد ابن باديس

Université Abdelhamid Ibn Badis de Mostaganem

كلية العلوم والتكنولوجيا

Faculté des Sciences et de la Technologie

قسم هندسة الطرائق

Département de génie des procédés



UNIVERSITE
Abdelhamid Ibn Badis
MOSTAGANEM

N° d'ordre : M2/GC/2023

MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER ACADÉMIQUE

Filière : Génie des procédés

Spécialité : Génie chimique

Thème :

**Intensification du procédé de production
d'ammoniac : cas du complexe SORFERT**

Présenté par :

CHERGUI Issam Eddine

Soutenu le 27/06/2023 devant le jury composé de :

Président : M. GHELAMALLAH Professeur Université de Mostaganem

Examinatrice : B. BENIDRIS MCB Université de Mostaganem

Rapporteur : M. R. GHEZZAR Professeur Université de Mostaganem

Co-encadreur : M.B. BELMEKKI Doctorant Université de Mostaganem

Année Universitaire 2022/2023

الملخص:

تم تنفيذ هذه العملية في أحد المجمعات الصناعية المنتجة للأمونيا واليوريا SORFERT يستخدم هذا المجمع الغاز الطبيعي والهواء. الامونيا مركب كيميائي عديم اللون، سام، يحتوي على النتروجين وله رائحة كريهة وكريهة للغاية. في هذه العملية، استخدمنا محاكي HYSYS لدراسة أداة الوحدة.
الكلمات المفتاحية: هيسيس، جهاز محاكاة، أمونيا.

Résumé

Ce procédé a été réalisé dans l'un des complexes industriels produisant de l'ammoniac et de l'urée « SORFERT ». Ce complexe utilise du gaz naturel et de l'air. L'ammoniac est un composé chimique incolore, toxique, contenant de l'azote qui a une odeur désagréable et très désagréable. Dans ce processus, nous avons utilisé un simulateur HYSYS pour étudier l'outil unitaire.

Mots clés : HYSYS, simulateur, ammoniac.

Abstract

This process was carried out in one of the industrial complexes producing ammonia and urea « SORFERT ». This complex uses natural gas and air. Ammonia is a colorless, toxic, nitrogen-containing chemical compound that has an unpleasant and very unpleasant odor. In this process, we used a HYSYS simulator to study the unit tool.

Key words: HYSYS, simulator, ammonia.

Remerciements

Je remercie Dieu Tout-Puissant de m'avoir donné la force, la volonté et la patience nécessaires pour réaliser ce modeste projet de fin d'études.

Ce travail été réalisé dans sa majeure partie au département technique de SORFERT-ARZEW sous le parrainage de Monsieur Nouredine Radjeh, à qui je témoigne le dévouement dans le travail et sa présence à mes côtés tout au long de la période de stage en entreprise.

Je remercie mon cher encadrant, Professeur Moufouk Redouane Ghezzer pour sa patience, rigueur scientifique, et surtout, pour ses judicieux conseils qui ont alimenté ma réflexion. Mes vifs remerciements à Monsieur Bilal Belmekki, Doctorant 3^{ème} année-génie chimique, pour sa disponibilité et précieuse contribution pour la réalisation de ce travail de master.

Je tiens également à exprimer mes sincères remerciements à Monsieur Madani Ghelamallah, Professeur à l'université de Mostaganem, qui a accepté de présider ce jury. Mes sincères remerciements vont aussi à Dr. B. Benidris, Maître de conférences B, à l'Université de Mostaganem pour sa volonté d'évaluer ce modeste travail.

Je voudrais également exprimer ma profonde reconnaissance à Monsieur Mokhtar Benberghout qui a été mon superviseur à SORFERT et à Messieurs Ibrahim Benomrane, Karim Karroumi, Karim Saim, Muhammad Souidi, qui m'ont aidé tout au long de mon stage.

En fin, mais pas en dernier lieu, Je voudrai exprimer ma haute gratitude à mes parents, source de ma réussite, pour tous leurs sacrifices, leur amour, leur compassion et leurs prières tout au long de mon parcours.

SOMMAIRE

I.	Introduction Générale	1
II.	CHAPTRE 1. Généralités sur l'ammoniac	2
II.1	Introduction	2
II.2	Fabrication industrielle	2
II.2.1	Principe du procédé	2
II.2.2	Caractéristique de l'ammoniac	5
II.3	Conclusion	6
III.	CHAPTRE 2. Présentation du complexe SORFERT	7
III.1	Introduction	7
III.2	Présentation du complexe et situation géométrique	7
III.3	Situation géographique du complexe SORFERT	8
III.4	Description des installations	8
III.5	Les matières premières et produits finis	9
III.6	Les principales zones du complexe	9
III.6.1	Zone utilités	9
III.6.2	Zone process	10
III.6.3	Zone de stockage	11
III.7	Laboratoire	11
IV.	CHAPITRE 3. Description du procédé d'UHDE	12
IV.1	La description du procédé De fabrication du l'ammoniac du complexe Sorfert	12
IV.1.1	Unité d'ammoniac [1]	13
IV.2	Conclusion	20
V.	CHAPITRE 4. Intensification du procédé UHDE par substitution de réacteur conventionnel par une batterie de réacteurs	21
V.1	Introduction	21
V.2	Re-simulation de la synthèse d'ammoniac	22
V.2.1	Les étapes de simulation	22
V.2.2	Simulation	24
V.2.3	Les résultats finals	30
V.3	Remplacement du réacteur conventionnel par une batterie de réacteurs	31
VI.	Conclusion générale	33

Liste des figures

Figure I: Schéma de l'unité de l'ammoniac	3
Figure II: étapes principales de procédé de Sorfert	4
Figure III: Vue aérienne du complexe Sorfert	8
Figure IV : Diagramme bloc du procédé de production d'ammoniac	12
Figure V: Schéma descriptive de la synthèse d'ammoniac du Sorfert.....	20
Figure VI: L'introduction de composition	22
Figure VII: Les choix de modèle thermodynamique	23
Figure VIII: L'introduction de la réaction	23
Figure IX: Le réacteur PFR.....	24
Figure X: Cooler.....	24
Figure XI: L'échangeur de chaleur	25
Figure XII: Séparateur	25
Figure XIII: Compresseur.....	25
Figure XIV: Tee.....	26
Figure XV: Mixer	26
Figure XVI: Les trois lits catalytiques	26
Figure XVII: Purge	28
Figure XVIII: Schéma de simulation de la boucle de synthèse.....	29
Figure XIX: La composition de purgé	30
Figure XX: Taux d'ammoniac finale.....	30
Figure XXI: L'effet de l'ajout de réacteurs sur le taux de production	32

Liste des tableaux

Tableau I: Fiche technique du complexe Sorfert [1].....	7
Tableau II: la composition du GN utilisé comme la charge [1].....	9
Tableau III: Données de sortie et d'entrée de chaque lit.....	27
Tableau IV: Taux de production de l'ammoniac obtenu pour chaque série de réacteurs.....	31

Liste des abréviations

HP :	Haute pression
INRS :	Institute National de Recherché et de sécurité
MDEA :	Méthyle di-Ethanol Amine
OCI :	OraScom Construction Industries
Ppm :	Partie par Million
PR :	Peng Robinson
RTO :	Région de transport ouest
SORFERT :	Sonatrach OraScom Fertilizer
SRK :	Soave – Redlich – kwong
ZnO :	Oxyde de zinc
ZnS :	Sulfure de zinc
208R001 :	Conserviteur
207K001 :	Compresseur
208F002 :	Séparateur
208E004 :	Refroidisseur
208E005 :	Echangeur froid
208E003 :	Echangeur gaz/gaz

I. Introduction Générale

L'ammoniac est l'un des produits chimiques les plus utilisés. Il est plus connu comme engrais chimique. L'ammoniac est un composé chimique, de formule NH_3 (groupe générique des nitrures d'hydrogène) C'est une molécule pyramidale à base trigonale : l'atome d'azote (N) est au sommet et les trois atomes d'hydrogène (H) occupent les trois coins (sommets) de la base triangulaire équilatérale. Dans les conditions normales de température et de pression, c'est un gaz noté NH_3 gaz 20. Il est incolore et irritant (d'odeur piquante à faible dose, il brûle les yeux et les poumons en concentration plus élevée).

Production de l'ammoniac à partir de l'hydrogène et de l'azote a commencé selon la réaction de HABER-BOSCH en 1913 chez l'Oppau-Allemagne, 30 t/j, en 1953 MW- KELLOGG à commencer sur son usine 165t/j à Houston le Texas Etats-Unis, basé sur le gaz naturel. De nos jours, la plus grande usine d'ammoniac est située en Arabie Saoudite, qui est de processus (UHDE) d'une capacité de 3000 t/j [1].

L'ammoniac est la matière première pour une variété de produits dans l'industrie, il est utilisé pour la production des engrais chimiques, des produits explosifs, des polymères, des acides, des réfrigérants et dans d'autres domaines industriels, la diversité des usages de ce produit chimique a poussé les producteurs à accroître les capacités de production de ce dernier.

De nos jours, la simulation numérique et la modélisation est devenue la méthode la plus appropriée pour optimiser les procédés. Des logiciels dédiés sont largement utilisés par les techniciens des grades firmes industriels afin de virtualiser l'usine avant de la concrétiser réellement.

Dans ce travail, le simulateur HYSYS a été mis en avant pour intensifier le procédé de production de l'ammoniac par le complexe SORFERT-ALGERIE.

Ce mémoire est structuré en quatre chapitres :

- Le premier chapitre présente brièvement le complexe SORFERT.
- Le second chapitre donne un aperçu général sur l'ammoniac.
- Dans le troisième chapitre, le procédé UHDE y est sommairement décrit.
- Le dernier chapitre, l'intensification du procédé UHDE est intensifier dans sa partie réacteur avec le logiciel HYSYS.

Chapitre I
Généralités sur l'ammoniac

II. CHAPITRE 1. Généralités sur l'ammoniac

II.1 Introduction

A l'état solide ou liquide, les sels et les solutions d'ammoniac sont les composants actifs de la plupart des engrais synthétiques utilisés en agriculture, qui consomment 83% de l'ammoniac et justifient des demandes plus élevées pour la production d'ammoniac [2]. La principale méthode industrielle pour l'ammoniac la synthèse est le procédé Haber-Bosch, créé par Fritz Haber en 1905 et développé pour l'industrie par Carl Bosch en 1910. Le processus global synthétise l'ammoniac à partir d'azote moléculaire et de l'hydrogène en alimentant les réactifs sur des catalyseurs de fer à haute pression et température, nécessitant des réacteurs volumineux et bien isolés pour abriter le processus. Le procédé Haber synthétise environ 150 millions de tonnes d'ammoniac chaque année et a permis à la terre de supporter une population près de cinq fois plus importante qu'avant l'invention de la procédure. Cependant, l'utilisation de gaz naturel comme source d'hydrogène et d'énergie nécessaire pour extraire l'azote de l'air atmosphérique ont fait l'objet de préoccupations environnementales [3]. L'utilisation industrielle et l'extraction géologique dès le gaz naturel est connu pour contribuer aux émissions de dioxyde de carbone et à la pollution de l'eau, respectivement, et aujourd'hui, on estime que 59 % du gaz naturel produit aux États-Unis est utilisé dans synthèse d'ammoniac pour répondre à la forte demande en hydrogène gazeux [4]. Environ 80 % de l'ammoniac synthétisé aujourd'hui est finalement converti en engrais à base d'urée, un nitrate dense qui est plus stable à température ambiante, permettant un stockage et un transport plus faciles que l'ammoniac.

II.2 Fabrication industrielle

II.2.1 Principe du procédé

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

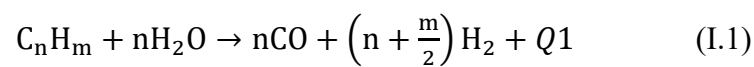
L'hydrogène est purifié de tous les composés oxygénés qui l'accompagnent, avant d'être introduit dans le réacteur catalytique de synthèse d'ammoniac.



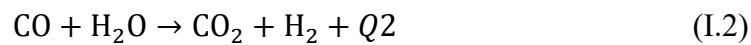
Figure I: Schéma de l'unité de l'ammoniac

Les réactions principales mises en œuvre sont les suivantes :

➤ **Reformage de l'hydrocarbure :**



➤ **Conversion de CO :**



➤ **La synthèse :**



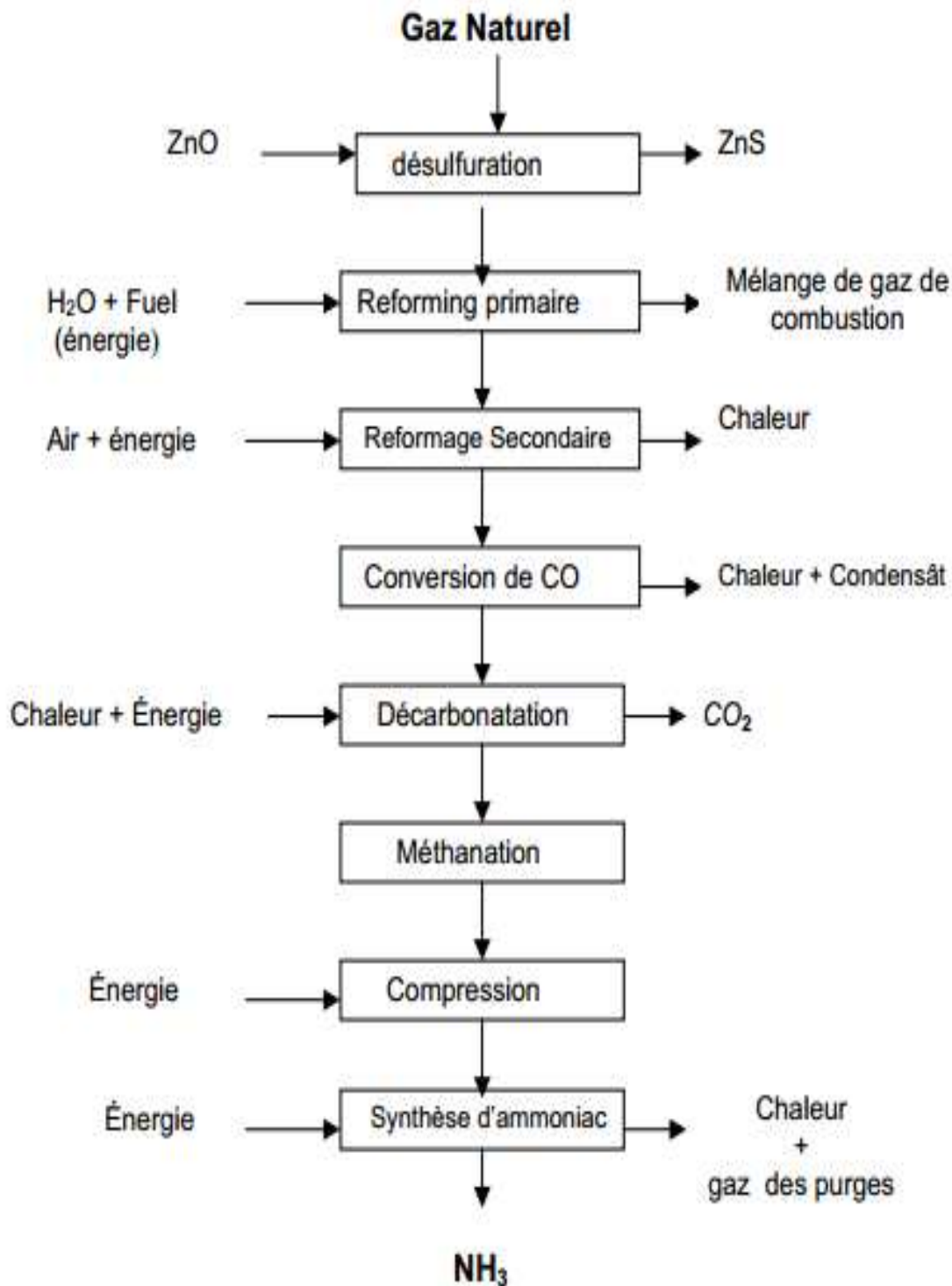


Figure II: étapes principales de procédé de Sorfert

II.2.2 Caractéristique de l'ammoniac

L'ammoniac NH_3 existe naturellement sous forme de gaz dans les CNTP et se liquéfie facilement à une légère surpression. Il est produit par la décomposition de matières organique, soluble dans l'eau, toxique avec une forte odeur piquante, inflammable, incolore, basique avec une densité de 0,77g/l soit plus léger que l'air et hygroscopique.

II.2.2.1 Propriétés physico-chimiques [5]

Formule chimique	NH_3
Masse molaire	17,03 g/mol

II.2.2.1.1 En phase Gazeuse

Masse volumique du gaz (1,013 bar et -33,35°C)	0,86 Kg/m ³
Masse volumique de la phase gazeuse (1,013 bar et 15°C)	0,73 Kg/m ³
Facteur de compressibilité (1,013 bar et 15°C)	0,9929
Volume spécifique (1,013 bar et 25°C)	1,411 m ³ /Kg
Chaleur spécifique à pression constante (1,013 bar et 25°C)	0,037 KJ/mol.K
Chaleur spécifique à volume constante (1,013 bar et 25°C)	0,028 KJ/mol.K
Viscosité (1,013 bar et 0°C)	0,000092 poise
Conductivité thermique (1,013 bar et 0°C)	22,19 mW/m.K

II.2.2.1.2 En phase Liquide

Masse volumique de gaz (1,013 bar et -33,35°C)	700 Kg/m ³
Équivalent Gaz/Liquide (1,013 bar et 15°C)	947 vol/vol
Point d'ébullition (1,013 bar)	-33,35°C
Chaleur latente de vaporisation (1,013 bar et -33,35°C)	1371,2 KJ/Kg
Pression de vapeur (21°C)	8,852 bars
Viscosité (20°C)	0,155Cp = 0,155 mPa.s

II.2.2.1.3 En phase solide

Température de fusion	77,7°C
Chaleur latente de fusion (1,013 bar au point de triple)	331,37 KJ/Kg

II.3 Conclusion

L'ammoniac est un composé chimique d'azote et d'hydrogène qui est synthétisé pour produire de l'ammoniac gazeux. L'hydrogène provient du gaz naturel et l'azote provient de l'ammoniac gazeux et est refroidi pour obtenir de l'ammoniac liquide.

L'ammoniac est l'un des produits chimiques les plus importants dans lesquels les engrais sont fabriqués. C'est l'un des matériaux les plus importants à partir desquels les polymères et les explosifs sont fabriqués, et la principale méthode industrielle de synthèse de l'ammoniac est le procédé Haber-Bosch. L'ammoniac est un produit très dangereux et mortel.

Chapitre II
Présentation du complexe
SORFERT

III. CHAPITRE 2. Présentation du complexe SORFERT

III.1 Introduction

Le complexe industriel d'ammoniac SORFERT (SONATRACH ORASCOM FERTILISANT) est l'un des complexes les plus importants Réalisation industrielle de la chaîne de traitement des hydrocarbures, l'usine est dans le cadre du partenariat entre la société algérienne Sonatrach et la société égyptienne OraScom Construction a été créée le 10 juin 2007, en vertu de la loi 51/49 par Société Sonatrach en Algérie. Il est conçu pour sécuriser le transport, sous forme d'engrais liquide à base d'ammoniaque et d'urée [1].

III.2 Présentation du complexe et situation géométrique

La base de production d'engrais SORFERT a été créée le 10 juin 2007 à la Zone Industrielle d'Arzew, d'une superficie de 33,73 hectares, est le fruit d'un partenariat entre les deux parties OraScom Construction et Industries : 51% et SONATRACH : 49% 2 milliards de mètres cubes/an de gaz naturel. Il dispose d'installations modernes, fiable et intégré pour la production d'ammoniac (capacité nominale 2 x 2200 t/j) et d'urée Pellet (capacité nominale de 3450 t/j) et services et installations hors site requis pour l'installation. La conception de l'installation doit être au rythme fonctionné 350 jours par an.

Tableau I:Fiche technique du complexe Sorfert [1]

Paramètre	Valeur
Superficie	37 hectares
Construction par	OraScom construction industries. OCI
Date de construction	Février 2007
Date de démarrage	Décembre 2011
Alimentation en gaz naturel	RTO
Procède	Thyssen Krupp UHDE.
Nombre de train	02
Capacité de stockage	75.000 m ³ d'ammoniac
Un hanger de stockage d'urée	100000 m ³
Température de chargement du produit	-33°C

III.3 Situation géographique du complexe SORFERT

Le complexe Sorfert est situé dans la zone industrielle d'Arzew à l'ouest de Béthioua, à 6 km de la ville d'Arzew et 40 km à l'est d'Oran. Il couvre une superficie de 37 hectares et se compose de plusieurs es zone. [1].



Figure III: Vue aérienne du complexe Sorfert

III.4 Description des installations

Les installations comprendront:

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

III.5 Les matières premières et produits finis

Les matières premières nécessaires au complexe des Fertilisants de SORFERT sont :

- L'Oxygène et l'Azote (Nitrogène) de l'Air Atmosphérique.
- La Vapeur d'Eau générée par la récupération de chaleur et produite aux niveaux des Chaudières Autonomes.
- Le Dioxyde de Carbone (CO₂) de l'unité d'extraction de CO₂.
- Le gaz naturel.

Les produits finis majeurs du Complexe des :

- L'Ammoniac (NH₃) stocké à l'état liquide.
- L'Urée (CO (NH₂)₂) granulée stockée.

Tableau II: la composition du GN utilisé comme la charge //

Composition du GN	Quantité (%mol)
Eau	0
Hélium	0.18
Azote	5.57
Dioxyde de carbone	0.22
Méthane	83.38
Ethane	7.68
Propane	1.99
i-butane	0.30
n-butane	0.45
i-pentane	0.09
n-pentane	0.10
n-hexane	0.04
Mercure (µg/Nm ³)	50
Soufre (ppm)	10

III.6 Les principales zones du complexe

Le complexe SORFERT est composée de trois (03) zones :

III.6.1 Zone utilités

Les utilités sont des services de support au procédé. Elles sont créées pour produire et manipuler les produits finis du complexe, comme elles sont nécessaires pour supporter l'outil de production.

Les utilités se composent des sections suivantes :

- Section de production de vapeur (083)
- Section de production d'air service et d'instrumentation (084)
- Section de production d'électricité (085)
- Section de production et stockage d'azote (086)
- Section de refroidissement à l'eau de mer (087)
- Section de refroidissement en boucle fermée (088)
- Section de production d'eaux dessalées (089)
- Section de production d'eaux déminées (090)
- Réseau d'eau anti-incendie (091)
- Section de prise d'eau de mer (097)
- Réseaux des douches de sécurité (056)

III.6.2 Zone process

La zone de production se compose en deux unités de production :

- Deux unités de production d'ammoniac de capacité de 2200 Tonnes/jour chacune.
- Une unité de production de 3450 Tonnes/jour d'urée en granulés.

III.6.2.1 Unité de production d'ammoniac

III.6.2.1.1 Les étapes de production d'ammoniac

1. Extraction de l'Hélium et du Mercure du Gaz Naturel.
2. Désulfuration/ Compression du Gaz Naturel.
3. Compression d'Air du Procédé.
4. Reformage à la vapeur et Craquage (Vaporeformage).
5. Conversion du CO.
6. Extraction du CO₂.
7. Méthanation.
8. Compression du Gaz de Synthèse.
9. Synthèse de l'Ammoniac (NH₃)
10. Réfrigération de l'Ammoniac.

III.6.2.2 Unité de production d'Urée

III.6.2.2.1 Les étapes de production d'urée

1. Compression du CO₂.
2. Pomperie d'Ammoniac.
3. Synthèse d'urée.
4. Recirculation.
5. Évaporation.
6. Granulation.
7. Section de traitement des condensats.

III.6.3 Zone de stockage

La zone de stockage et chargement se compose de deux unités :

III.6.3.1 Stockage sur site

Le stockage sur site est constitué d'un réservoir d'ammoniac liquide d'une capacité de 15 000 m³ et d'un hangar d'engrais d'une capacité de 100 000 m³.

III.6.3.2 Stockage au port

Le stockage au port est constitué de deux réservoir d'ammoniac liquide d'une capacité de 30 000 m³ pour chacun et une station de pompage d'ammoniac liquide d'une capacité de 1000 m³/h et un quai d'expédition avec deux bras de chargement.

III.7 Laboratoire

Le laboratoire joue un rôle important dans l'industrie chimique et pétrochimique. Il permet le suivie et le contrôle continu de la qualité des produits finis et intermédiaires.

CHAPITRE III
Description du procédé UHDE

IV. CHAPITRE 3. Description du procédé d'UHDE

IV.1 La description du procédé de fabrication de l'ammoniac du complexe Sorfert

Le schéma (**Figure IV**) suivant présente un aperçu des étapes de production d'ammoniac par reformage vapeur et indique les conditions de température et de pression de chaque étape :

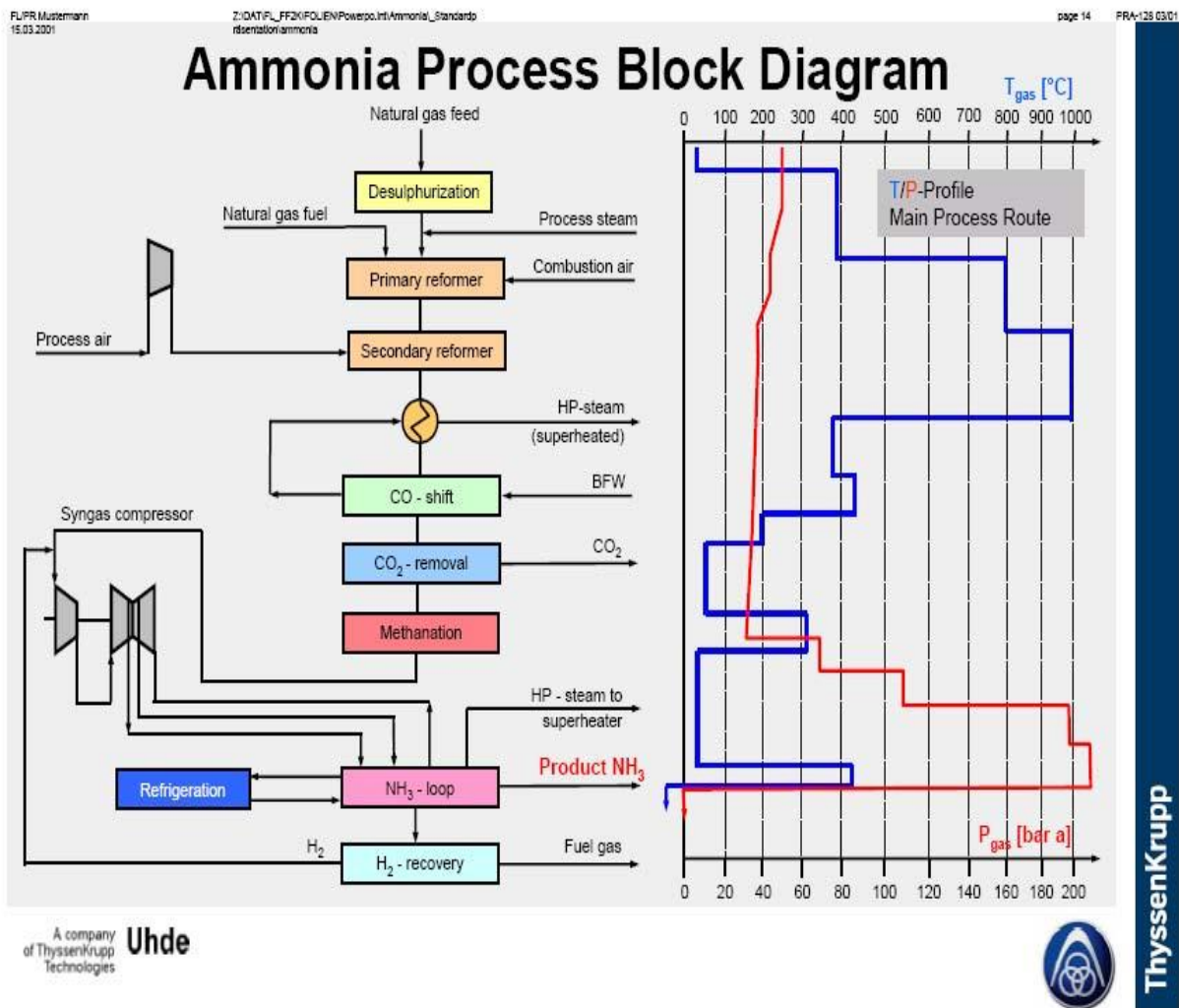


Figure IV : Diagramme bloc du procédé de production d'ammoniac

IV.1.1 Unité d'ammoniac [1]

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

IV.1.1.1 Élimination de l'hélium et du mercure

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. [6] 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.

IV.1.1.2 Désulfuration et compression du gaz naturel

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 [7].

Le gaz naturel est comprimé à la pression requise au moyen du compresseur de gaz naturel 201K001 actionné par un moteur électrique. Le gaz naturel est également chauffé par des fumées dans les préchauffages de l'alimentation 203B002-E21 / E22 dans la rampe de convection 203B002 du reformeur principal 203B001 (unité 203).

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 207K001 (unité 207).

L'hydrogénation et la désulfuration se déroulent dans le réacteur d'hydrogénation 201R001 et les réacteurs de désulfuration 201R002/003. 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 203).

IV.1.1.3 Compression d'air industriel

Le compresseur d'air industriel 202K001 fournit principalement de l'air au reformeur secondaire 203R001, [8] 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 entraînés par une turbine vapeur. Ce type de machine se caractérise par une fiabilité et une efficacité importante.

IV.1.1.4 Reformage a la vapeur et récupération de chaleur

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 obtenue 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 [8].

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 203B001 avec une teneur définie en méthane, et pénètre dans le

reformeur secondaire 203R001 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 202K001. 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 203R001 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 204).

Cette section de refroidissement est réalisée dans le train de refroidissement du gaz de procédé, composé de refroidisseur de gaz de procédé 203E001 créant de la vapeur HP. Il est conçu pour une circulation naturelle et est connecté au ballon vapeur 2030001 par des colonnes montantes et descendantes ; Surchauffeur de vapeur HP 203E002.

IV.1.1.4.1 Chambre de combustion et rampe de convection du reformeur principal

La chambre de combustion du reformeur principal 203B001 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 203K001, qui décharge l'air de combustion dans le calorifère 203E004, 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 203B003-E41 de la rampe de convection 203B002. 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 203B003 du reformeur principal 203B001 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 203K002.

IV.1.1.5 Conversion du CO

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 [9].

Le gaz reformé à une température approximative de 370°C traverse le convertisseur HT 204R001 de haut en bas, où sa teneur en CO est réduite à moins de 4 moles %. Vu la nature exothermique de la réaction, la température augmente jusqu'à environ 443°C. Le gaz converti quittant le convertisseur HT 204R001 est refroidi à une température d'environ 198°C en chauffant l'eau d'alimentation de la chaudière dans le chauffage BFW 204E001. Une dérivation côté eau autour du chauffage BFW 204E001 est utilisée pour contrôler la température du gaz à l'admission du convertisseur LT 204R002.

Dans le convertisseur LT 204R002, 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 204R002 est alors refroidi en préchauffant l'eau d'alimentation de la chaudière dans le préchauffage BFW 204E002. Une dérivation côté eau autour du préchauffage BFW 204E002 est utilisée pour contrôler la température du gaz.

Le gaz converti quittant le préchauffage BFW 204E002 arrive alors dans l'unité d'élimination du CO₂ (unité 205).

IV.1.1.6 Élimination du CO₂

La chaleur du gaz converti est utilisée dans les deux échangeurs de chaleur suivants montés en série, le rebouilleur 205E002 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 205E004 de préchauffage de l'eau d'alimentation du désaérateur [10].

Avant l'entrée du gaz converti dans l'absorbeur de CO₂ 205C002, le condensat obtenu par refroidissement est séparé du gaz dans le séparateur du gaz de procédé 205F001 et déversé en même temps que le condensat de la compression du gaz de synthèse (unité 207) dans le décomposeur de condensat par les pompes d'alimentation du décomposeur 280P001A1B.

Le gaz converti traverse l'absorbeur à deux étages 205C001 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 205C001 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 205C001. 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 205C001. Les gouttelettes évacuées de l'absorbeur 205C001 au cours des perturbations opérationnelles sont séparées du gaz converti dans le séparateur 205F002.

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. 205C005 pour avoir une quantité suffisante de CO₂ pour la production d'urée.

IV.1.1.7 Méthanation

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 10ppm v/v [11].

Le gaz converti est chauffé à une température d'environ 3000OC dans l'échangeur de chaleur gaz/gaz 206E001 par l'échangeur de chaleur avec du gaz chaud déjà méthanisé et est déversé dans le haut du réacteur de méthanisation 206R001. La température d'admission est contrôlée par une dérivation autour de l'échangeur de chaleur gaz/gaz 206E001. Pour le démarrage de l'unité, le gaz de procédé est chauffé jusqu'à la température de réaction dans le chauffage de démarrage 206E003 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 206E001. Le refroidissement final du gaz est réalisé dans le refroidisseur de gaz refroidi à l'eau 206E002. 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 207K001 par un refroidisseur de gaz d'appoint 207E007 et un séparateur d'aspiration 207F001.

IV.1.1.8 Synthèse D'ammoniac

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 [12].

Le gaz recyclé évacué de la phase de recyclage du compresseur de gaz de synthèse 207K001 est chauffé dans l'échangeur de chaleur gaz/gaz 208E003 à contre-courant du gaz chaud provenant du second échangeur de récupération de chaleur II 208E002. Il entre ensuite dans le premier convertisseur d'ammoniac 208R001, 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 208R001 est refroidi dans le premier échangeur de récupération de chaleur I 208E001 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 208E001 entre dans le troisième lit catalytique se trouvant dans le second convertisseur d'ammoniac 208R002.

La chaleur de procédé est récupérée dans le second échangeur de récupération de chaleur II 208E003 sous forme de vapeur saturée HP à environ 127 bars absolus.

A la sortie de l'échangeur de récupération de chaleur II 208E002, 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 207K001 est ajouté au gaz en circulation en aval du groupe de refroidissement boucle II 208E007. 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 208E005 et dans le séparateur 208F002 situés en aval du groupe de refroidissement, boucle II 208E007. Le gaz revient à l'étage de recyclage du compresseur de gaz de synthèse 207K001 via l'échangeur froid 208E005 où il est réchauffé. L'ammoniac liquide provenant de l'échangeur de chaleur 208E005 et du séparateur 208F002 est détendu séparément dans le ballon de détente 208D001 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 209).

Les gaz dissous qui sont dégagés par l'ammoniac liquide au cours de sa dépressurisation sont traités dans l'absorbeur de gaz de détente 210C001 pour récupérer l'ammoniac (unité 210). Le méthane et l'argon contenus dans le gaz de synthèse d'appoint ainsi que le surplus d'azote provenant du fonctionnement sur-stœchiométrique du reformeur secondaire 203R001 s'accumulent pour atteindre des concentrations plus élevées dans la boucle de synthèse d'ammoniac. En prélevant un flux de gaz de purge dans la boucle en aval du groupe réfrigérant II 208E007 on maintient la concentration de ce gaz inerte à un niveau prédéterminé. Le gaz de purge est acheminé vers la récupération d'ammoniac et d'hydrogène.

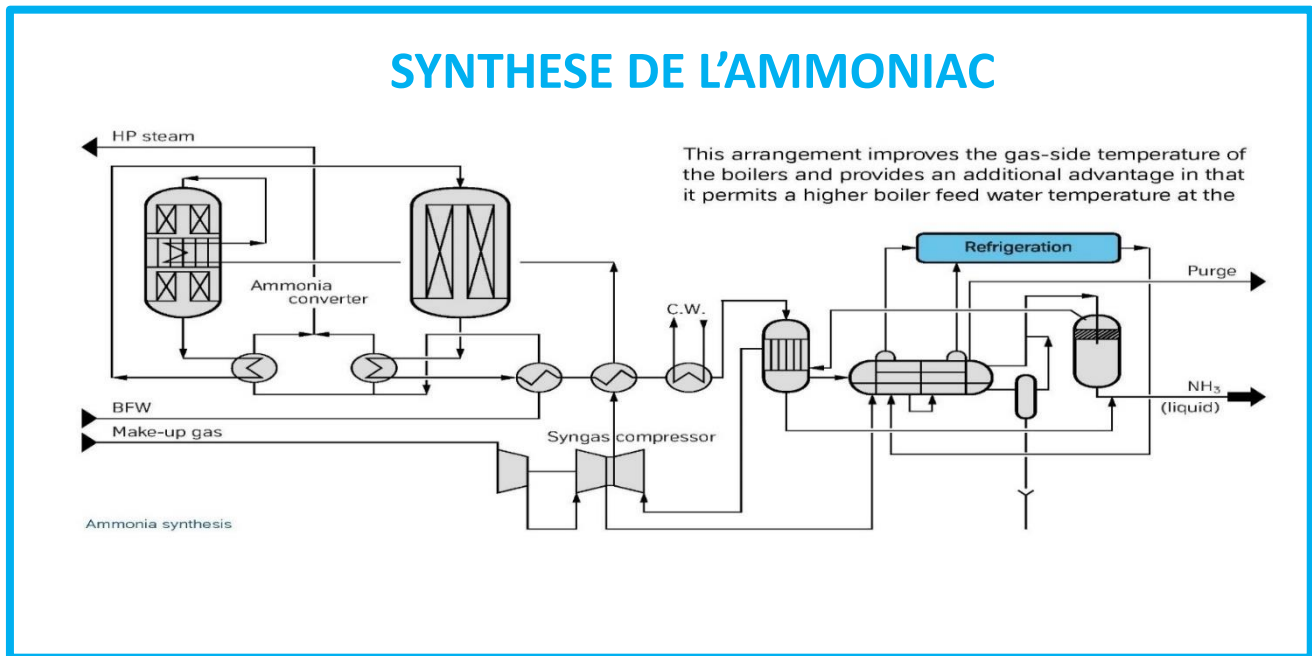


Figure V: Schéma descriptive de la synthèse d'ammoniac du SORFERT [12]

IV.2 Conclusion

Le procédé de synthèse de l'ammoniac est très simple, nous avons besoin de nombreux procédés ou étapes que nous pouvons mentionner sous forme de points comme suit :

La production d'hydrogène se fait principalement en formant des hydrocarbures à l'aide de vapeur, puis en convertissant le monoxyde de carbone qui a été produit à partir de la vapeur et ensuite introduit dans un réacteur catalytique pour la synthèse de l'ammoniac.

Dans le domaine de la chimie, on peut dire que l'ammoniac est un produit intéressant et a de nombreuses utilisations, notamment dans les engrais.

CHAPITRE IV

*Intensification du procédé
UHDE par substitution de
réacteur conventionnel par une
batterie de réacteurs*

V. CHAPITRE 4. Intensification du procédé UHDE par substitution de réacteur conventionnel par une batterie de réacteurs

V.1 Introduction

L'intensification des procédés implique la conception de procédés plus compacts et économiques avec des capacités de production plusieurs fois supérieures aux procédés conventionnels grâce au développement de méthodes, de techniques et d'équipements adaptés. Les objectifs d'application mentionnés ci-dessus sont fondamentalement les mêmes que ceux du génie des procédés en général, mais ils se produisent dans un environnement en évolution. Les chercheurs et les ingénieurs de procédés ne peuvent plus séparer les performances techniques de l'impact environnemental, ni ignorer l'économie des procédés. Le développement de microréacteurs catalytiques pour tester à haut débit des formulations et des conditions opératoires est un domaine clé du domaine [13].

L'intensification des procédés en quatre mots [14]:

- Maximiser l'efficacité des réactions au niveau moléculaire.
- Optimiser les forces motrices et les phénomènes de transfert (masse et chaleur).
- Uniformiser les conditions réactionnelles pour chaque entité réactive.
- Simplifier les procédés par de l'équipement multifonctionnel intégré et en favorisant les synergies.

Les moyens d'intensification des procédés donnent lieu à de nombreuses applications, Stankiewicz et Moulin les ont classés selon deux axes basés sur l'approche technique et l'approche physico-chimique, qui sont les méthodes et les équipements dans un schéma illustratif [15].

Dans cette mémoire, nous aborderons l'un des concepts de l'intensification des procédés qui appartient à l'axe des équipements, qui est de changer le réacteur conventionnel par une batterie de réacteurs.

V.2 Re-simulation de la synthèse d'ammoniac

La re-simulation de la synthèse d'ammoniac avec Aspen HYSYS est une étape importante dans l'optimisation et l'intensification de ce processus, car cela permet de mieux comprendre comment les différentes variables du système interagissent et comment les conditions de réaction peuvent être modifiées pour améliorer les performances. Dans ce chapitre, nous allons explorer les étapes nécessaires pour configurer une simulation d'ammoniac avec Aspen HYSYS, en utilisant des modèles cinétiques réalistes et en ajustant les paramètres de simulation pour obtenir des résultats précis.

Nous allons également discuter la méthode d'intensification (une batterie de réacteurs) qui peuvent être utilisées pour améliorer la synthèse d'ammoniac, en utilisant Aspen HYSYS pour analyser les données de simulation et identifier les domaines d'amélioration potentielle.

En fin de compte, ce chapitre vise à fournir une introduction complète à la re-simulation de la synthèse d'ammoniac avec Aspen HYSYS, ainsi qu'à la manière dont cette simulation peut être utilisée pour intensifier le processus de production d'ammoniac à grande échelle.

V.2.1 Les étapes de simulation

V.2.1.1 L'introduction de composition

D'abord, on introduit les composition suivantes (CH_4 , Ar, N_2 , H_2 , NH_3) qui sont constitué notre mélange. Voir **figure VI**

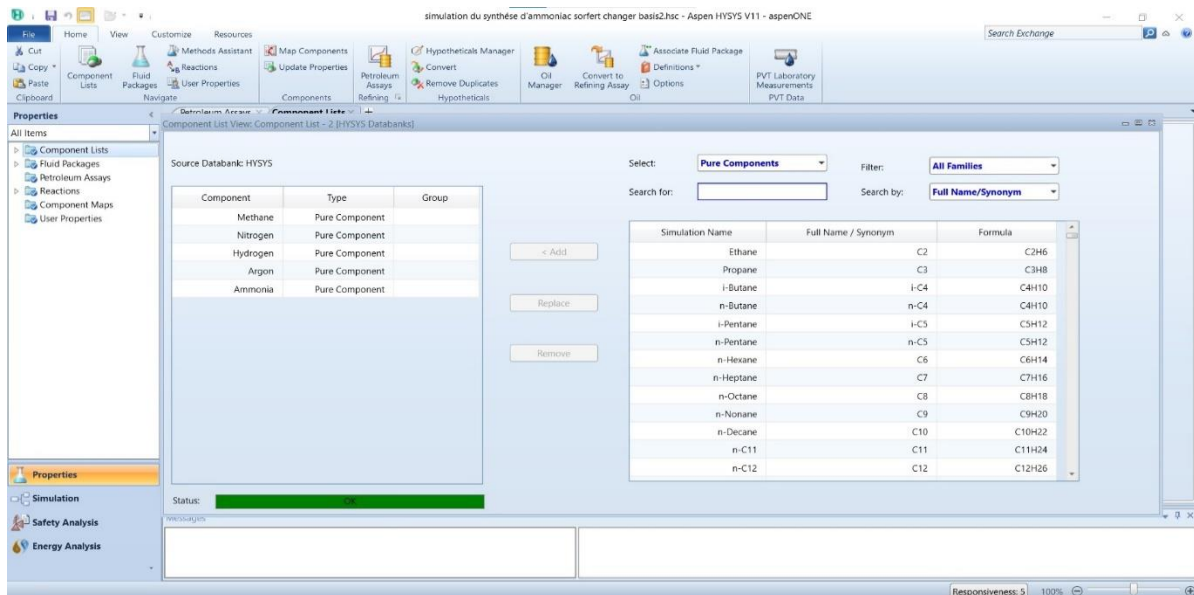


Figure VI: L'introduction de composition

V.2.1.2 Les choix de modèle thermodynamique

Nous avons fait la simulation de la boucle de synthèse de l'ammoniac à partir les données design. On utilise dans cette simulation le modèle thermodynamique **Soave-Redlich-Kawlig (SRK)**. Voir la **figure VII**.

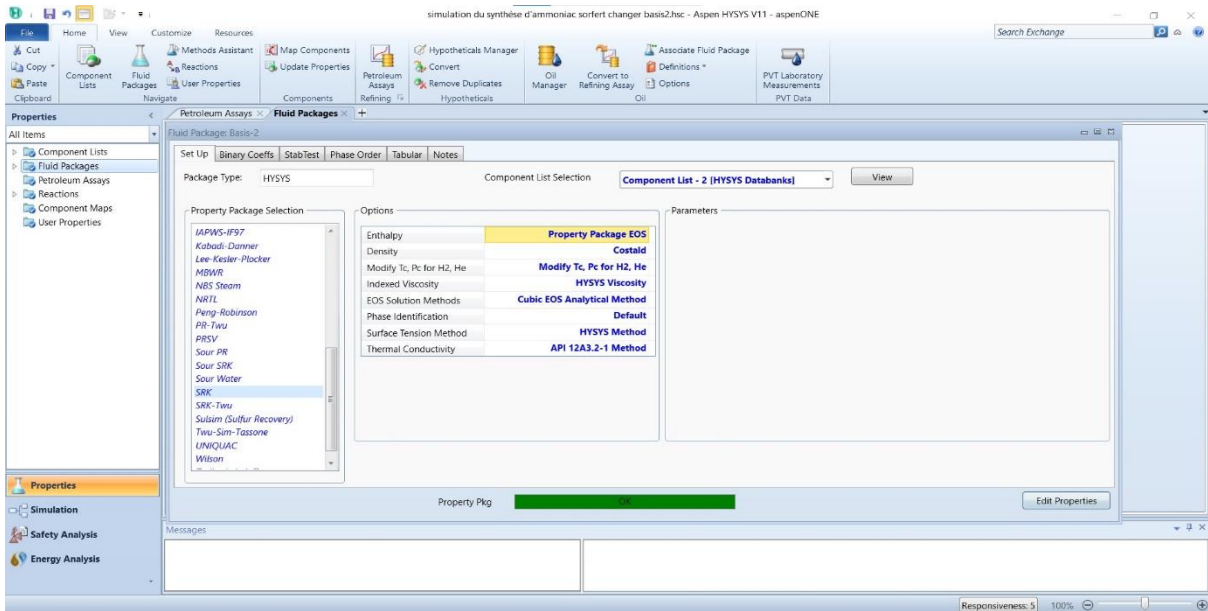


Figure VII: Les choix de modèle thermodynamique

V.2.1.3 L'introduction de réaction

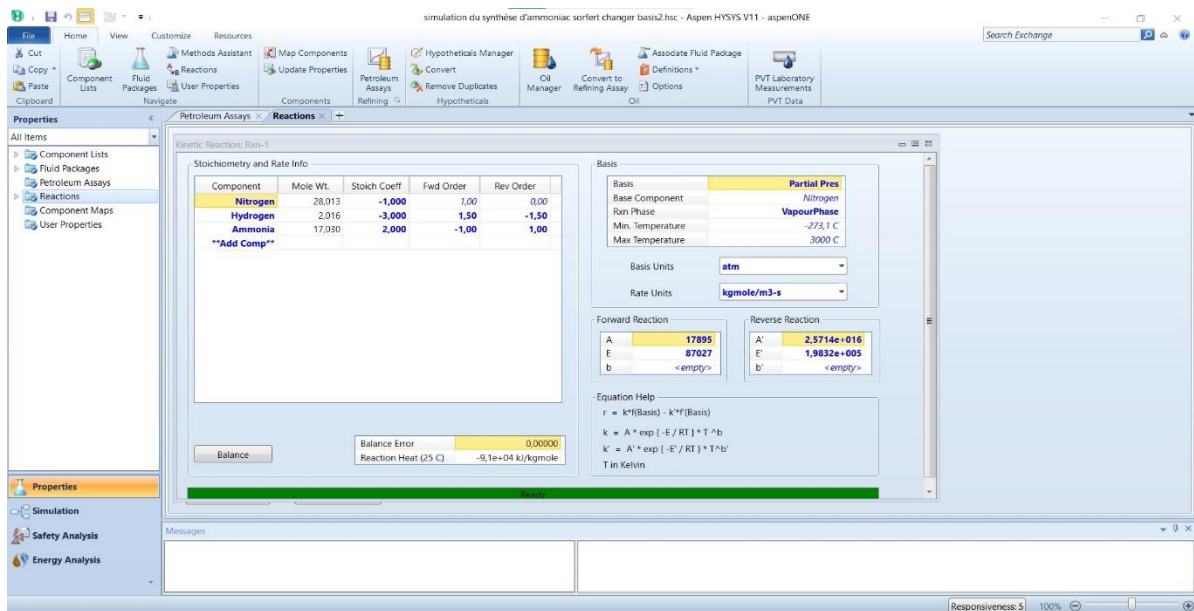
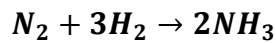


Figure VIII: L'introduction de la réaction

V.2.2 Simulation

V.2.2.1 Les équipements utilisés

V.2.2.1.1 Le réacteur

Dans notre cas, on utilise un réacteur de type réacteur à écoulement piston (PFR), communément appelé réacteur tubulaire continu, où les fluides sont généralement mélangés radialement ; ce modèle est souvent utilisé pour découvrir le comportement des réacteurs chimiques.

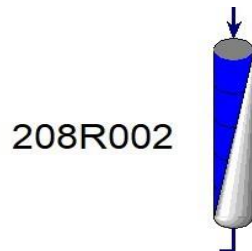


Figure IX: Le réacteur PFR

V.2.2.1.2 Cooler

Équipements permettant le refroidissement de fluides gazeux ou liquides dans l'industrie

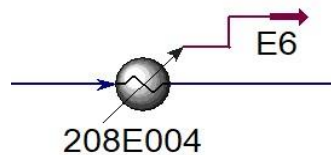


Figure X: Cooler

V.2.2.1.3 L'échangeur de chaleur

Les échangeurs de chaleur sont très flexibles et peuvent résoudre la température, la pression, le flux de chaleur, y compris la perte de chaleur et les fuites de chaleur, et le débit massique. HYSYS Heat Exchanger vous permet de sélectionner un modèle, de spécifier un des paramètres ou le débit pour obtenir un autre modèle. Un échangeur de chaleur à calandre et tube HYSYS est présenté ci-dessous en tant que modèle de processus.

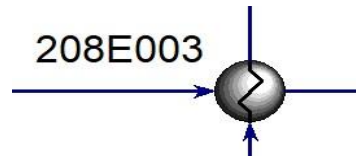


Figure XI: L'échangeur de chaleur

V.2.2.1.4 Séparateur

Le flux de produit est introduit dans un séparateur à 3 phases et la phase liquide légère est séparée du liquide lourd phase et vapeur résiduelle. HYSYS met normalement l'eau en phase lourde lorsqu'il y a une eau non nulle flux.

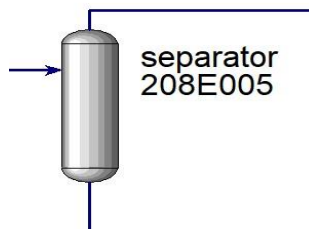


Figure XII: Séparateur

V.2.2.1.5 Le compresseur

Un compresseur est nécessaire pour augmenter la pression d'un flux, généralement de gaz ou de vapeur.

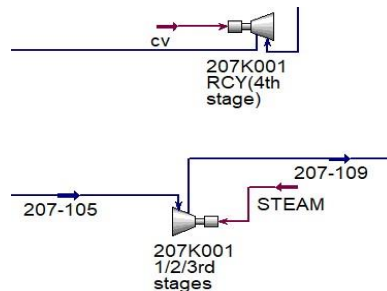


Figure XIII: Compresseur

V.2.2.1.6 Mixer et tee

Habituellement, un mélangeur mélange deux fluides d'entrée pour obtenir un flux de sortie ; cependant, un tee fonctionne différemment d'un mélangeur, c'est-à-dire qu'un sel d'entrée produit plusieurs sorties.

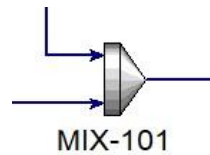


Figure XV: Mixer

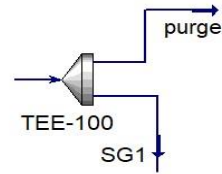


Figure XIV: Tee

V.2.2.1.7 Le convertisseur d'ammoniac (108/208 R 001/002)

Le convertisseur « bouclée » de synthèse d'ammoniac dans cette unité est constitué de 03 lits catalytiques radiaux dont deux sont installés dans le premier convertisseur, séparés par un échangeur de chaleur. Le 3ème lit est placé dans le deuxième convertisseur.

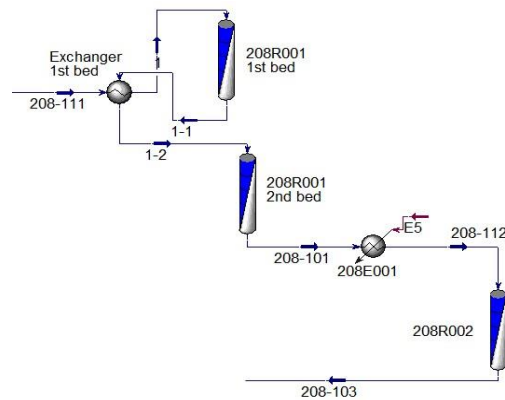


Figure XVI: Les trois lits catalytiques

Les caractéristiques de chaque lit catalytique ont résumé dans le **tableau III**

Tableau III: Données de sortie et d'entrée de chaque lit

	Composition % mole		Température (°C)		Pression (bars)	
	Entrée	Sortie	Entrée	Sortie	Entrée	Sortie
<i>N₂</i>	15,28	14,38	380	333,4	273,2	271,6
<i>H₂</i>	19,96	16,57				
<i>NH₃</i>	7,23	10,02				
<i>Ar</i>	13,5	13,58				
<i>CH₄</i>	44,03	45,18				
<i>Lit catalytique 1 (208R001)</i>						
<i>N₂</i>	14,38	13,4	333,4	367,5	271,6	271,6
<i>H₂</i>	16,57	12,89				
<i>NH₃</i>	10,02	13,06				
<i>Ar</i>	13,58	14,23				
<i>CH₄</i>	45,18	46,42				
<i>Lit catalytique 2 (208R001)</i>						
<i>N₂</i>	13,4	13,97	412	392,8	271,6	271,6
<i>H₂</i>	12,89	15,04				
<i>NH₃</i>	13,06	11,29				
<i>Ar</i>	14,23	14,01				
<i>CH₄</i>	46,42	45,7				
<i>Lit catalytique 3 (208R002)</i>						

V.2.2.1.8 Le refroidissement

Le refroidissement du gaz de recyclage et du condensat d'ammoniac formé se fait en quatre étapes, comme suit :

- Échange thermique avec le gaz froid du cycle de l'étage du cycle dans un échangeur gaz/gaz (208E003).
- Refroidir à 43°C dans un refroidisseur de gaz (208E004).

- Échange de chaleur avec le gaz de recyclage froid du séparateur (208F002) dans l'échangeur froid (208E005).
- Refroidir à une température finale de 4°C en évaporant l'ammoniac Deux groupes frigorifiques NH₃ (208E006) et (208E007).

Gaz d'appoint du compresseur de gaz de synthèse refroidi à 4 °C dans un serpentin de refroidissement séparé du refroidisseur NH₃ (208E006/7) et mélangé au gaz de recyclage en aval de la boucle de condensation NH₃ (208E007). Le gaz du cycle mixte est ainsi refroidi à 0°C par évaporation de l'ammoniac. Étant donné que les traces de H₂O et de CO₂ dans le gaz de synthèse sont extraites par l'ammoniac liquide formé, l'ajout de gaz d'appoint à ce stade du cycle agit comme une mesure de protection pour le catalyseur de synthèse d'ammoniac.

L'ammoniac condensé est soutiré du cycle en deux points. Environ 70 t/h, soit 76 % de la production totale, la quantité d'ammoniac est prélevée sur la section de séparation De l'échangeur froid (208E005) et vers le vase d'expansion (208D001) à environ 28°C. Les 24 % restants d'ammoniac sont condensés dans L'unité de refroidissement NH₃ (208E006/7) est séparée du gaz de recyclage dans le séparateur (208F002) et envoyée de la même manière au vase d'expansion (208D001).

Le gaz de recyclage s'écoule du séparateur (208F002) vers l'échangeur froid (208E005) où il est chauffé de 0°C à 36°C. Il passe ensuite par le côté aspiration de l'étage de recyclage du compresseur de gaz de synthèse (207K001).

Le ballon de gonflage (208D001) fonctionne à une pression de 20 bars. Les gaz précédemment dissous dans l'ammoniac liquide et libérés lors de la détente sont en Le refroidisseur à reflux (208E008) réduit la teneur en NH₃ du gaz en évaporant l'ammoniac. Le gaz est ensuite envoyé vers l'absorbeur (210C001). A partir du flash tank, les 2200 MT/j d'ammoniac produit sont envoyés vers l'unité d'urée ou Stockage d'ammoniac via un système de réfrigération.

V.2.2.1.9 Purges de gaz inertes

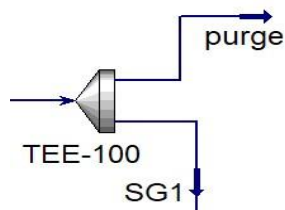


Figure XVII: Purge

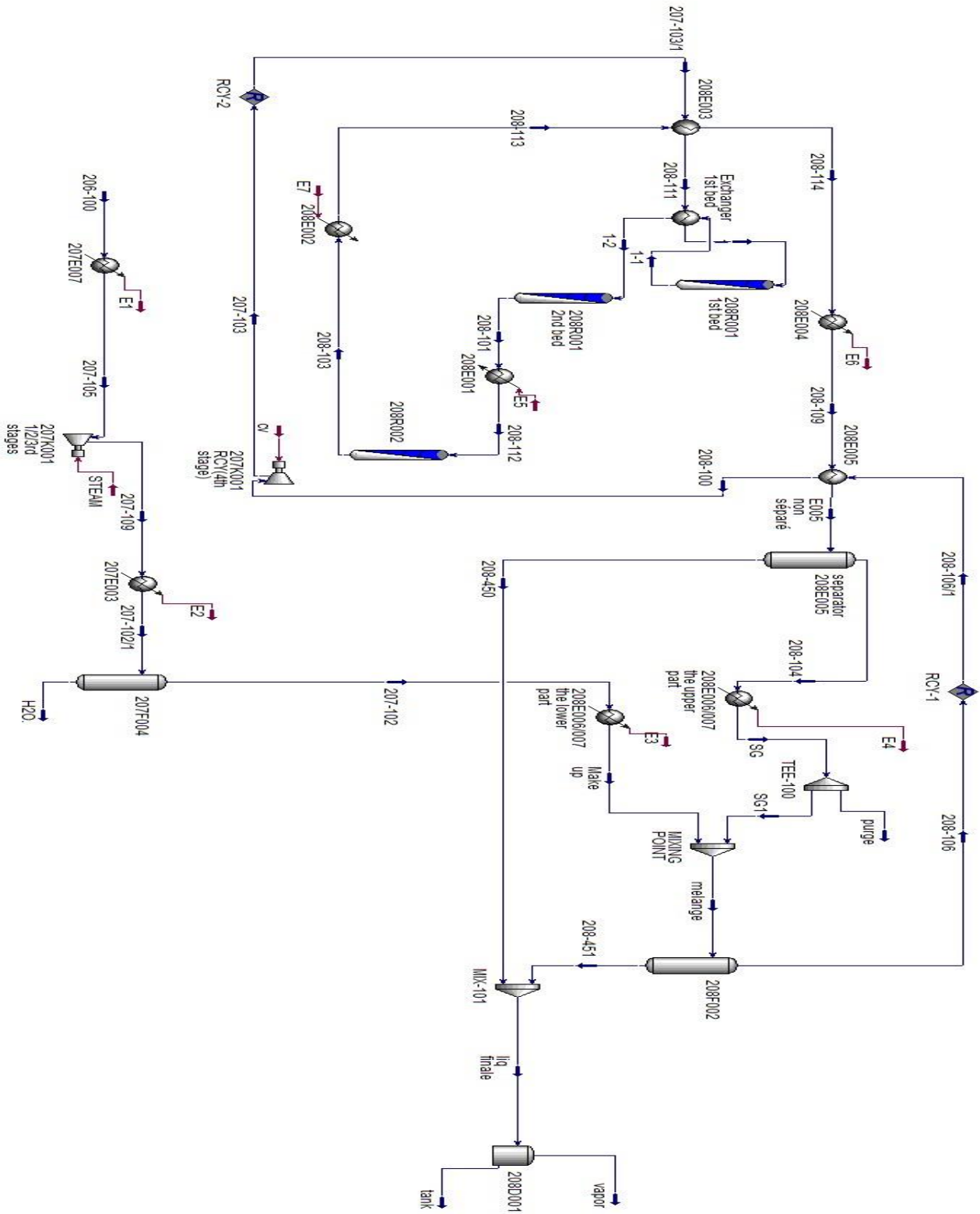
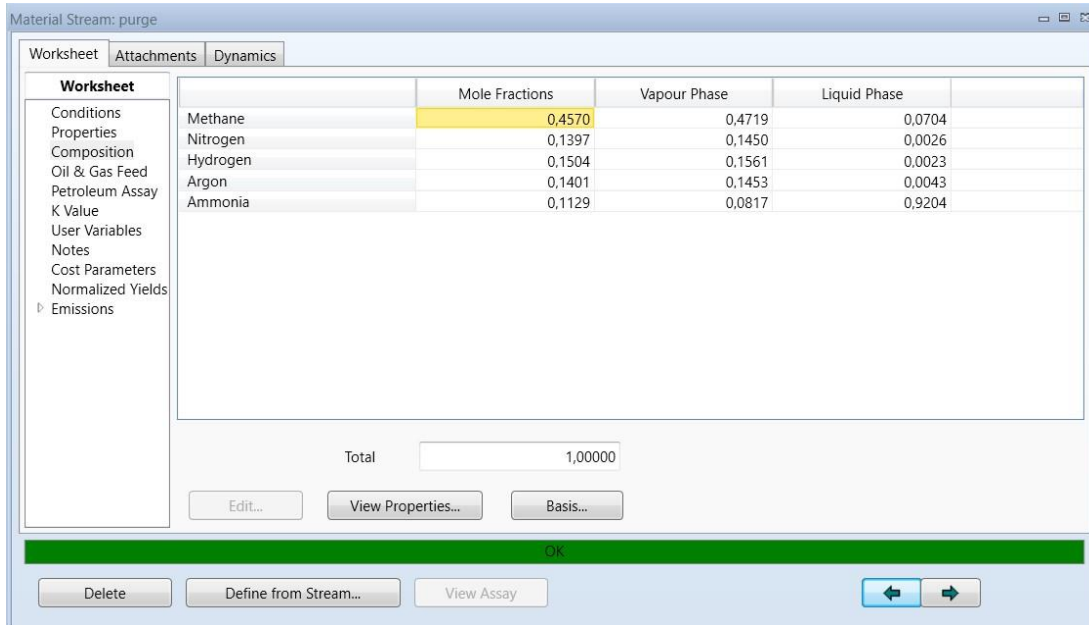


Figure XVIII: Schéma de simulation de la boucle de synthèse

V.2.3 Les résultats finals

Dans la simulation de boucle de synthèse de production de l'ammoniac, on a obtenu ces résultats sont exposés dans la **Figure XX** .et **Figure XXI**.

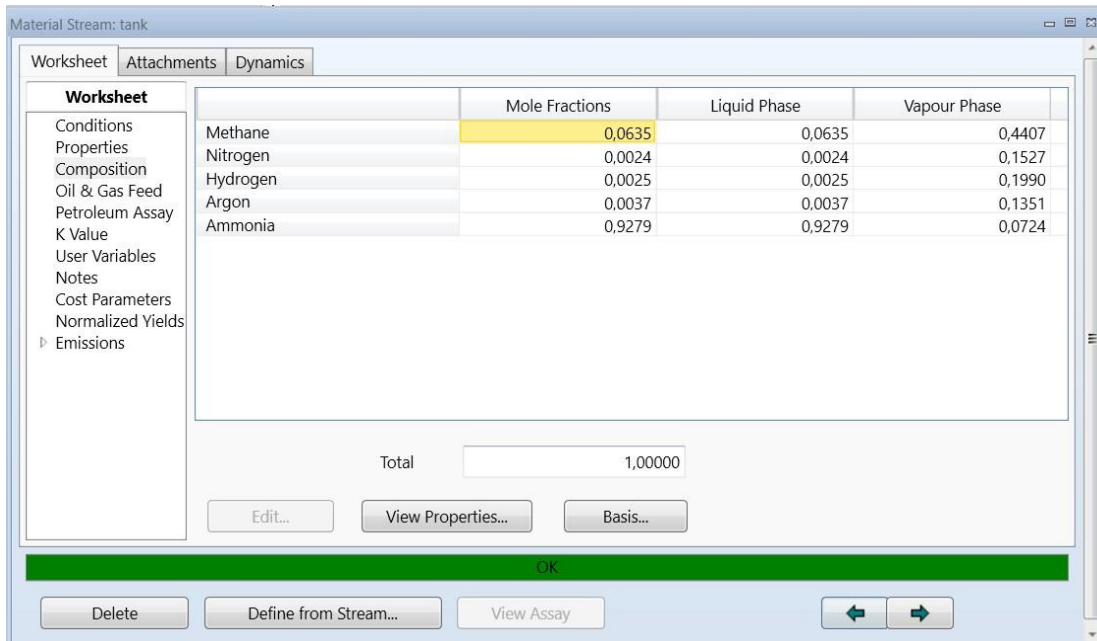
A la fin de la boucle de production de l'ammoniac, on a obtenu de bons résultats dans le Steam de gaz purgé (5.28 % NH_3), donc une meilleure conversion, ça prouve que le purge de gaz fonctionne.



	Mole Fractions	Vapour Phase	Liquid Phase
Methane	0,4570	0,4719	0,0704
Nitrogen	0,1397	0,1450	0,0026
Hydrogen	0,1504	0,1561	0,0023
Argon	0,1401	0,1453	0,0043
Ammonia	0,1129	0,0817	0,9204

Total: 1,00000

Figure XIX: La composition de purgé



	Mole Fractions	Liquid Phase	Vapour Phase
Methane	0,0635	0,0635	0,4407
Nitrogen	0,0024	0,0024	0,1527
Hydrogen	0,0025	0,0025	0,1990
Argon	0,0037	0,0037	0,1351
Ammonia	0,9279	0,9279	0,0724

Total: 1,00000

Figure XX: Taux d'ammoniac finale

La synthèse d'ammoniac est un processus clé dans l'industrie chimique et la capacité de re-simuler ce processus avec des outils de simulation avancés tels que Aspen HYSYS peut permettre une meilleure compréhension des interactions entre les variables du système et l'identification des domaines d'amélioration potentielle. Nous avons également discuté des différentes stratégies d'optimisation qui peuvent être utilisées pour améliorer la synthèse d'ammoniac, en utilisant Aspen HYSYS pour analyser les données de simulation. En fin de compte, la re-simulation de la synthèse d'ammoniac avec Aspen HYSYS est un outil essentiel pour l'optimisation des processus chimiques complexes et peut contribuer à l'amélioration de l'efficacité, de la rentabilité et de la durabilité de la production d'ammoniac.

V.3 Remplacement du réacteur conventionnel par une batterie de réacteurs

Après avoir simulé la synthèse de l'ammoniac, il serait intéressant de remplacer le réacteur conventionnel de synthèse de l'ammoniac par une batterie de réacteurs tout en conservant le même volume total du réacteur, et ce, pour voir l'effet de l'ajout de réacteurs sur la fabrication par heure.

Les résultats de simulations d'ajout des réacteurs sont présentés dans le **tableau V** et l'effet de l'ajout de réacteurs sur la production est présenté dans la **figure XXIII**.

Tableau IV: Taux de production de l'ammoniac obtenu pour chaque série de réacteurs

Nombres des réacteurs	Débit massique (ammoniac liquide) Kg/h
1	64216,95
3	66189,46
4	67251,43
5	67562,94
6	68021,65
7	68341,58
8	69169,96
9	70099,05
10	74215,27
20	136261,25
30	201198,90
40	266232,52
50	331185,10

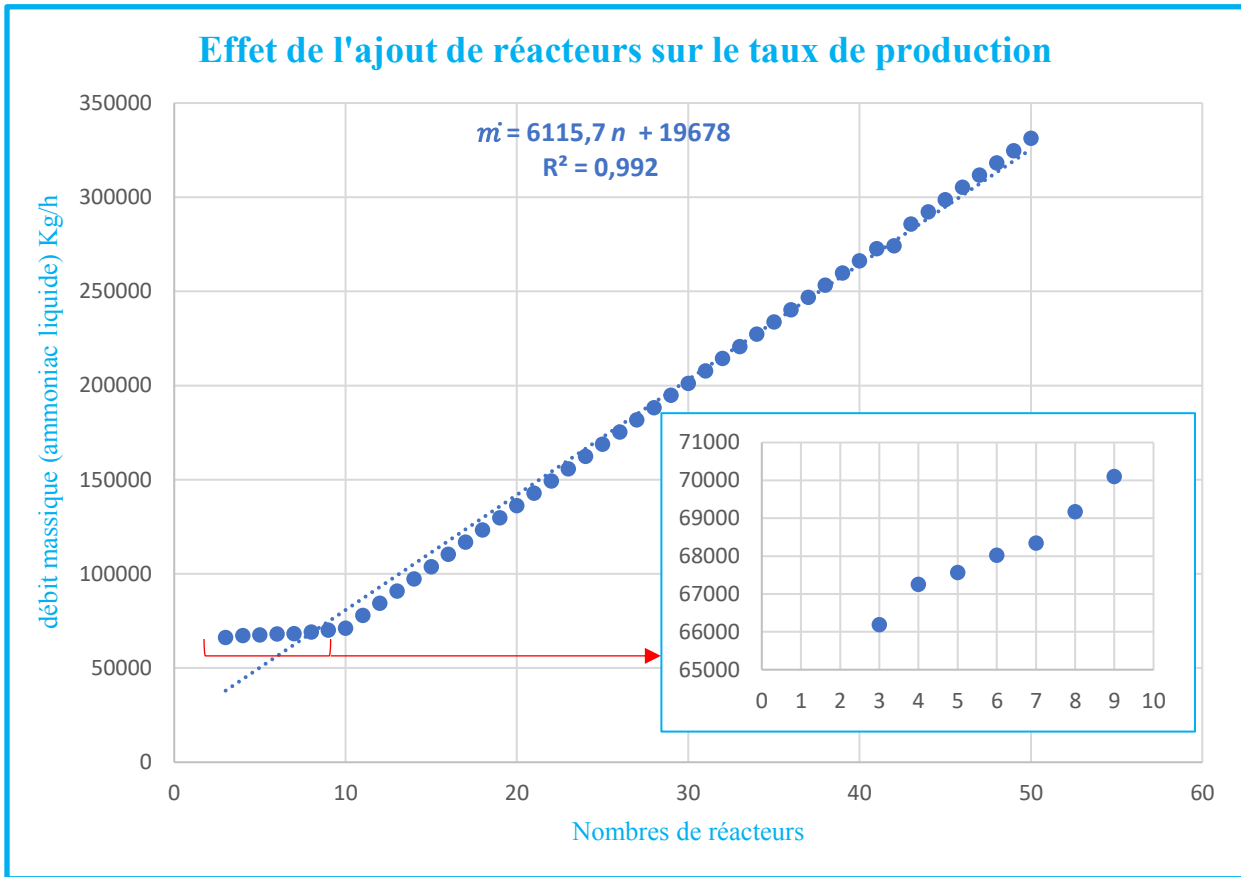


Figure XXI: Effet de l'ajout des réacteurs sur le taux de production

Il est clair que l'ajout d'une série de réacteurs (n) dans la synthèse de l'ammoniac augmente le taux de production (\dot{m}) de manière significative selon la courbe de régression linéaire $\dot{m} = 6115,7 n + 19678$ de tel sorte que $10 < n < 50$. Pour les valeurs de $n < 10$, la production est relativement basse et ne dépasse pas les 75000 kg/h. Au-delà de cette valeur, le débit massique de production augmente substantiellement pour atteindre les 332000 kg/h pour une batterie de 50 réacteurs connectés en série. Un nombre de réacteurs plus élevés permettrait d'améliorer davantage la production si l'on se réfère aux approches utilisées pour décrire un réacteur réel. En effet, dans un réacteur fonctionnant en système continu, la charge réactive n'occupe hélas pas tout le volume de l'enceinte à cause des problèmes d'écoulement. Le fait de diviser le réacteur rend cet aspect peut limitant pour la conversion des réactifs présents dans le bulk et participe activement à l'intensification du procédé tout entier.

VI. Conclusion générale

Cette mémoire est le fruit d'un travail effectué lors d'un stage au complexe SORFERT à Arzew, entreprise spécialisée dans la production d'ammoniac et d'urée.

Le processus de synthèse de l'ammoniac est très simple et nous avons besoin de nombreux processus ou étapes que nous pouvons mentionner en points principaux comme suit : L'hydrogène est produit principalement en utilisant de la vapeur pour former des hydrocarbures, puis en convertissant le monoxyde de carbone produit à partir de la vapeur, qui est ensuite introduit dans un réacteur catalytique pour la synthèse d'ammoniac.

Dans le domaine de la chimie, on peut dire que l'ammoniac est un produit intéressant aux nombreuses utilisations, notamment dans les engrais.

Nous avons étudié le procédé de production d'ammoniac et le but de cette thèse est d'étudier le cycle de production d'ammoniac et nous avons abordé l'un des concepts de l'intensification des procédés, qui consiste à utiliser un groupe de réacteurs pour changer un réacteur conventionnel.

En général, l'augmentation du nombre de réacteurs augmentera encore le rendement de ce travail. En effet, dans les réacteurs fonctionnant en systèmes continus, la charge réactionnelle n'occupe malheureusement pas tout le volume de l'enceinte en raison de problèmes d'écoulement. Le cloisonnement du réacteur rend cet aspect moins contraignant pour la transformation des réactifs présents dans le vrac et participe activement à l'intensification du procédé global.

Références

- [1] GmbH, U. (2008). *Manuel DE Formation de complexe fertilisants de sorfert*.
- [2] HOWARTH, A. T. (2010). Réduire la pollution par l'AZOTE. 54–60.
- [3] Gouri, A. (2009). *Simulation d'un train de traitement de gaz à l'aide des outils HYSYS et PRO II*. Ecole nationale supérieur polytechnique.
- [4] INRS. (juill, 2018). Ammoniac et solutions aqueuses Fiche toxicologique N°16.
- [5] Benkirat Hadjer, H. I. (2017). Contrôle et simulation dynamique sous matlab de la stabilité thermique du catalyseur de convertisseur FERTIAL-Annaba. *Mémoire de master, Université 8 Mai 1954 de Guelma*.
- [6] UHDE. (2008). *Operating Manual, System 000, SO-UD-I801.00157*. Uhde GmbH.
- [7] UHDE. (2008). *Operating Manual, System 201, SO-UD-MB02.00003*. Uhde GmbH.
- [8] UHDE. (2008). *Operating Manual, system 202/203, SO-UD-MB02.00004*. Uhde GmbH.
- [9] UHDE. (2008). *Operating Manual, SO-UD-MB02-00005*.
- [10] UHDE. (2008). *Operating Manual, SO-UD-MB02-00006*.
- [11] UHDE. (2008). *Operating Manual, SO-UD-MB02-00007*.
- [12] UHDE. (2008). *Operating Manual, SO-UD-M802.00009*.
- [13] Falk, L. D. (2010). Intensification des procédés. *L'Actualité chimique, no 338*, 101.
- [14] MONBALIU, J. C. (2015). L'intensification des procédés chimiques—une approche radicale. *Chimie nouvelle n°118*.
- [15] Stankiewicz, A. I. (2000). Process intensification: transforming chemical engineering. *Chemical engineering progress, 96(1)*, 22-34.