

MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER ACADEMIQUE

Filière : Génie des procédés

Option : Génie chimique

THÈME

Analyse et modélisation de la décomposition de l'urée au sein du complexe
AOA d'un hydrolyseur, associées à un procédé de séparation par stripper

Présenté par :

- 1- BOUNEDJAR CHAIMA
- 2- BERKANE CHAIMA 23/06/2026

Soutenu le 23/06/ 2026 devant le jury composé de :

Présidente :	BELKAFOUF Nour El-Houda	MCB	Université de Mostaganem
Examinatrice :	MENAD Karima	MCA	Université de Mostaganem
Rapporteur :	SAIDJ Merzouk	MCA	Université de Mostaganem

Année Universitaire 2025/2026

Remerciements

Avec tout le respect et la gratitude, nous tenons tout d'abord à remercier Allah, le Tout-Puissant, qui nous a accordé la force, la patience et la détermination nécessaires pour mener à bien ce modeste travail et l'achever.

Nous adressons ensuite nos plus sincères remerciements à nos familles, et en particulier à nos parents, qui ne nous ont jamais privé de leur soutien et de leurs encouragements tout au long de notre parcours académique, et qui ont été le véritable pilier à chaque étape de ce travail.

Nous exprimons notre profonde reconnaissance à notre encadrant, Dr. SAIDJ Merzouk, pour avoir accepté d'encadrer ce mémoire. Nous le remercions sincèrement pour l'intérêt qu'il a porté à ce sujet, pour ses précieux conseils et ses orientations pertinentes, pour son suivi constant tout au long de la réalisation de ce travail, ainsi que pour sa patience, sa confiance, et le temps qu'il nous a consacré afin de nous guider vers la bonne voie dans la recherche scientifique.

Nous adressons également nos sincères remerciements à Dr. BELKAFOUF Nour El-Houda., Présidente du jury, ainsi qu'à Dr. MENAD Karima, Examinatrice, pour avoir accepté d'évaluer et de discuter ce mémoire. Nous leur exprimons notre profonde gratitude pour le temps consacré à la lecture de ce travail, ainsi que pour leurs remarques pertinentes, leurs critiques constructives et leurs précieuses suggestions qui ont contribué à l'amélioration et à l'enrichissement de cette étude.

Nous remercions également les travailleurs du complexe de la société AOA, et en particulier Monsieur « Hamadi Redouane », durant la période de stage, pour son aide précieuse et son soutien, ainsi que pour les conseils et orientations qu'il nous a fournis et qui ont largement contribué à la réussite de ce travail, avec tout le respect et l'estime pour sa rigueur scientifique, son esprit pratique et son ouverture d'esprit, dont nous avons beaucoup bénéficié lors de nos premiers pas dans le domaine de la recherche scientifique.

Nous exprimons également notre gratitude à l'ensemble de nos enseignants, de l'école primaire jusqu'à l'université, pour leur formation et leur soutien continus tout au long de notre parcours éducatif.

Enfin, nous remercions toutes les personnes qui ont contribué, de près ou de loin, à la réalisation de ce travail, que ce soit par leurs idées ou leurs efforts.

DEDICAS

Je remercie Dieu, le Tout-Puissant, pour Ses bienfaits innombrables, pour Sa protection, Son aide et Sa bénédiction, qui m'ont donné la force et la patience pour accomplir ce travail.

À ma chère mère, qui a toujours été mon soutien et ma prière à chaque étape de ma vie, et qui m'a entouré(e) de sa tendresse, de sa patience et de ses sacrifices. Je demande à Dieu de te protéger et de t'accorder santé et bonheur.

À mon cher père, qui a beaucoup donné et sacrifié pour me voir réussir. Je demande à Dieu de te donner une longue vie et de t'accorder santé, bien-être et bonheur.

À mes chères sœurs : Ibtissem, Nassima, Leïla et Cherifa, qui ont partagé avec moi les moments de joie et de fatigue, et qui ont toujours été à mes côtés avec leur amour et leur soutien. Que Dieu vous protège et vous accorde la réussite dans vos vies.

À ma famille, à tous mes proches et à mes êtres chers.

À mes proches qui m'ont accompagné(e) tout au long de mon parcours scolaire et qui m'ont apporté leur soutien et leur aide.

À tous mes enseignants qui ont contribué à ma formation scientifique et intellectuelle.

À ma chère binôme dans la réalisation de ce travail, Chaima, ma meilleure amie et la sœur que ma mère n'a pas mise au monde, sans qui ce travail n'aurait pas eu le même sens.

À tous ceux que j'estime et que j'aime, je dédie ce modeste travail avec fierté et gratitude.

BOUNEDJAR CHAIMA

DEDICAS

Je dédie le fruit de ce modeste travail aux personnes les plus chères à mon cœur, qui ont été la raison de mon arrivée à ce stade.

À ma très chère mère, symbole d'amour et de générosité, qui a toujours été mon soutien et ma prière à chaque étape de ma vie, et qui m'a entouré(e) de sa tendresse, de sa patience et de ses sacrifices. Je demande à Dieu de te préserver et de t'accorder santé et bonheur.

À mon très cher père, qui a travaillé et sacrifié tant de choses pour me voir réussir, et dont le soutien et les encouragements ont été ma plus grande motivation pour continuer ce chemin. Je demande à Dieu de te donner une longue vie, la santé et le bonheur.

À mes frères et sœurs, qui ont partagé avec moi les moments de joie et de difficulté, et qui ont toujours été à mes côtés avec leur amour et leur soutien. Que Dieu vous protège et vous accorde la réussite dans votre vie.

À mon petit frère « Louai », lumière et joie de notre famille, je te souhaite un avenir rempli de succès et de réussite.

À la mémoire de mon grand-père « Ali », qu'Allah lui accorde Sa miséricorde et l'accueille dans Son vaste paradis. Ton souvenir restera à jamais gravé dans mon cœur et je ne t'oublierai jamais.

Et à toute ma chère famille, je dédie ce travail comme un témoignage d'amour et de gratitude.

BERKANE CHAIMA

Abréviations

AOA : Aljazairia El Omania Lil Asmida

LP : Low Pressure (Basse pression)

MP : Moyenne pression

HP : Haute Pression

SM : Vapeur Surchauffée Moyenne Pression

SMU : Vapeur Surchauffée Moyenne Pression (Turbine)

SMS : Vapeur Saturée Moyenne Pression

SLU : Vapeur Basse Pression Intermédiaire

SLS : Vapeur Basse Pression Saturée

PCT : Traitement des condensats de procédé

CO(NH₂)₂ : Urée

Réacteur (R-201) : Réacteur de synthèse

Stripper (E-201) : Stripper haute pression

V-202-02 : Séparateur

V-404 / 405-02 : Séparateur supérieur et réservoir inférieur

E-502 / 702 -02 : Échangeurs de refroidissement

R-601-02 : Hydrolyseur

C-601-02 : Colonne de distillation

E-701-02 : Échangeur thermique pour rinçage

T-701 / 801-02 : Bacs de collecte / Réservoirs

Sommaire

Remerciements

DEDICAS

Abréviations

Liste des figures

Liste des tableaux

Introduction générale	1
Chapitre I.....	3
Procédé de production d'urée.....	3
I.1. Généralités sur l'urée.....	4
I.1.1. Introduction	4
I.1.2. Historique de l'urée.....	4
I.1.3. Propriétés et utilisations de l'urée.....	5
I.2. Présentation générale du complexe AOA.....	6
I.3. Description des installations majeures du complexe.....	6
I.3.1. Unités de production du complexe.....	7
I.3.2. Système des utilités et support énergétique	7
I.3.3. Infrastructure logistique et stockage	7
I.3.4. Sécurité, Environnement et Maintenance	7
I.4. Description du procédé d'urée	8
I.4.1. Unité de fusion d'urée (Urea Melt)	8
I.4.1.1. Synthèse de l'urée dans le réacteur (02-R-201)	8
I.4.1.2. Étapes de récupération et de purification de l'urée	11
I.4.1.3 Section de concentration de l'urée.....	12
I.4.2. La production d'urée granulée (taille standard).....	13
I.4.2.1. Traitement des émissions atmosphériques, gestion des pertes et fiabilité de l'unité de granulation d'urée	14

I.5.Description des réseaux de vapeur, de rinçage et des systèmes auxiliaires de l'unité d'urée	14
I.5.1.Réseaux de vapeur dans l'unité d'urée	14
I.5.2.Réseaux de rinçage dans l'unité d'urée.....	15
I.5.3.Système de torchère	16
I.5.4.Système de drainage ouvert.....	17
Chapitre II :Procédé de traitement des eaux de purge	20
II.1. Préchauffage du mélange eau-urée-gaz par échange thermique avec l'eau pure.	21
II.1.1. Principes fondamentaux de l'échange de chaleur	21
II.1.2. Caractéristiques de l'échangeur à faisceau tubulaire et calandre	21
II.1.3. Avantages techniques	22
II.1.4. Échange thermique dans le procédé	22
II.2. Mécanisme de stripper à la vapeur et hydrolyse thermique de l'urée.....	23
II.2.1. Première phase : Séparation des gaz libres (Stripper Haut)	23
II.2.2. Deuxième phase : Décomposition de l'urée (l'hydrolyseur R-601)	23
II.2.2.1. Rôle de l'hydrolyseur	24
II.2.2.2. Décomposition de l'urée dans l'hydrolyseur	24
II.2.3. Troisième phase : Stripper bas et valorisation de l'effluent	24
II.2.3.1. Stripper à contre-courant (bas de la colonne).....	24
II.2.4. Intégration thermique et économie d'énergie	25
II.3. Valorisation et destination de l'eau traitée	25
II.4. Critère de contrôle par mesure de conductivité électrolytique	26
Chapitre III :Résultats de simulation et discussion.....	29

III.1.Généralités sur la simulation des procédés	30
III.1.1.Introduction	30
III.1.2.Objectifs	31
III.1.3.Principe de fonctionnement d'un simulateur	31
III.1.4.Modes de simulation	31
III.2.Présentation du logiciel Aspen HYSYS.....	32
III.2.1.Avantages de l'utilisation d'Aspen HYSYS	32
III.2.2.Concepts fondamentaux et environnement de travail	32
III.3.Modélisation du procédé de décomposition de l'urée	33
III.3.1.Composition du mélange	34
III.3.2.Choix du modèle thermodynamique	34
III.3.3.Modélisation de la réaction	36
III.3.4.Échangeur de chaleur	37
III.3.5.Absorbeur avec rebouilleur.....	38
III.3.6. Caractéristiques de la pompe	43
III.3.7. Paramètres de l'hydrolyseur	44
III.3.8. Simulation de l'absorbeur	46
III.4. Estimation de la concentration des ions à partir de la conductivité de la solution.....	48
Conclusion générale.....	52
Références bibliographiques.....	55
Annexe	56

Liste des figures

Figure. I.1 :	Structure moléculaire de l'urée	04
Figure I.2 :	Localisation du complexe AOA	06
Figure I.3 :	Réacteur industriel utilisé dans la production de l'urée	11
Figure I .4 :	Schéma du procédé de fabrication et de concentration de l'urée	19
Figure II.1 :	Schéma d'un échangeur de chaleur à faisceau tubulaire et calandre	23
Figure II.2 :	Schéma de traitement de H ₂ O contenant l'urée par hydrolyse et stripper	26
Figure III.1:	Modélisation du procédé de décomposition de l'urée	33
Figure III.2:	Composition du mélange	34
Figure III.3:	Choix du modèle thermodynamique	35
Figure III.4:	Modèle de réaction	36
Figure III.5:	Échangeur de chaleur	37
Figure III.6:	Absorbeur avec rebouilleur	38
Figure III.7:	Résultats de la simulation d'absorbeur avec rebouilleur	39
Figure III.8:	Profils de température en fonction de la position des plateaux dans l'absorbeur à rebouilleur T-100.	41
Figure III.9:	Profil de pression en fonction de la position des plateaux dans l'absorbeur à rebouilleur T-100	42
Figure III.10:	Résultats de la simulation de la pompe	43
Figure III.11:	Paramètres de l'hydrolyseur	45
Figure III.12:	Résultats de la simulation de l'hydrolyseur	45
Figure III.13:	Profil de l'absorbeur	46
Figure III.14:	Résultats de la simulation d'absorbeur	47

Liste des tableaux

Tableau I.1:	Propriétés physico-chimiques de l'urée	05
Tableau I.2:	Caractéristiques techniques du réacteur de synthèse (02-R-201)	10
Tableau III.1:	Les fractions massiques des composants du mélange d'alimentation	36
Tableau III.2:	Résultats de simulation des courants de l'échangeur de chaleur	37
Tableau III.3:	Résultats de sortie d'absorbeur avec rebouilleur	39
Tableau III.4:	Comparaison des fractions massiques dans un le stripper et absorbeur avec rebouilleur	40
Tableau III.5:	Résultats simplifiés de la simulation de la pompe	44
Tableau III.6:	Résultats de simulation des courants d'hydrolyseur	46
Tableau III.7:	Résultats de sortie d'absorbeur	47
Tableau III.8:	Comparaison des fractions massiques des composants du courant gazeux	48

Introduction générale

Introduction générale

L'urée est l'un des produits chimiques les plus importants au monde en raison de son utilisation à grande échelle dans le secteur agricole. Elle constitue la principale source d'azote utilisée dans la fabrication d'engrais et contribue de manière significative à l'amélioration des rendements agricoles. Au fil des années, l'industrie de l'urée a connu un développement important grâce à l'introduction de technologies plus performantes permettant d'augmenter les capacités de production, d'améliorer l'efficacité des procédés et de réduire les impacts sur l'environnement.

La production de l'urée repose sur la réaction entre l'ammoniac et le dioxyde de carbone dans des conditions spécifiques de pression et de température. Cependant, les différentes étapes du procédé de fabrication génèrent des effluents aqueux contenant des traces d'urée, d'ammoniac ainsi que d'autres composés chimiques. La présence de ces substances dans les eaux industrielles pourrait affecter leur qualité et limiter leur réutilisation au sein des unités de production. Pour cette raison, le traitement de ces courants aqueux constitue une étape importante afin de réduire la pollution, préserver les ressources en eau et améliorer les performances environnementales et économiques des installations industrielles.

Parmi les techniques utilisées pour le traitement des eaux issues de la production d'urée, figurent les procédés d'hydrolyse et de stripper qui occupent une place importante. L'hydrolyse permet de décomposer l'urée résiduelle en ammoniac et en dioxyde de carbone, tandis que le stripper assure la séparation de ces composés du courant aqueux. L'association de ces deux procédés contribue à l'amélioration de la qualité des eaux traitées et favorise leur réutilisation dans le procédé industriel.

Dans ce contexte, ce travail a pour objectif d'étudier le traitement du courant aqueux provenant de l'unité de production d'urée au complexe AOA. L'étude porte sur l'évaluation des performances des unités d'hydrolyse et de stripper ainsi que sur leur rôle dans l'élimination des composés indésirables et l'amélioration de la qualité de l'eau. Elle vise également à analyser les caractéristiques de l'eau traitée et à examiner les possibilités de sa réutilisation au sein du procédé industriel.

Pour atteindre ces objectifs, ce mémoire est organisé en trois chapitres. Le premier chapitre présente le complexe AOA ainsi qu'un aperçu général de l'urée, de ses propriétés et

des différentes étapes de sa production. Le deuxième chapitre est consacré à l'étude du courant aqueux issu du procédé de production d'urée et aux méthodes de traitement basées sur l'hydrolyse et le stripper. Enfin, le troisième chapitre traite de la simulation du procédé à l'aide du logiciel Aspen HYSYS, avec la présentation du modèle développé et l'analyse des résultats obtenus, notamment ceux relatifs à la conductivité électrique.

À travers cette étude, nous cherchons à mieux comprendre les mécanismes de traitement des eaux issues de l'industrie de l'urée et à mettre en évidence l'importance de ces procédés dans l'optimisation de l'utilisation de l'eau industrielle, la réduction de l'impact environnemental et le renforcement des principes du développement durable.

Chapitre I

Procédé de production d'urée

I.1. Généralités sur l'urée

I.1.1. Introduction

L'urée, appelée aussi carbamide, est un composé organique de formule chimique $\text{CO}(\text{NH}_2)_2$. Ce terme peut également désigner une famille de composés dérivés de l'urée ayant des structures chimiques générales différentes.

Dans l'industrie, l'urée est un produit très important, principalement utilisé dans la fabrication des engrais azotés. Lorsqu'elle est appliquée dans le sol, elle subit une transformation progressive qui libère de l'ammoniac et du dioxyde de carbone, éléments essentiels pour la nutrition des plantes [1].

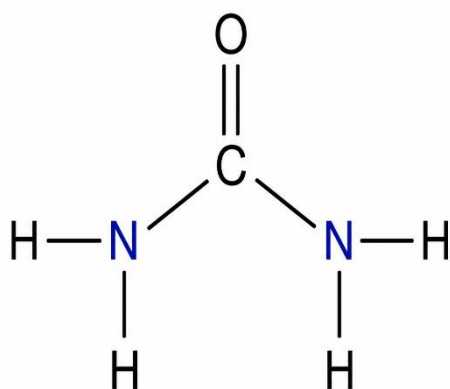


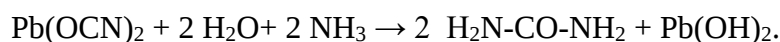
Figure. I.1 : Structure moléculaire de l'urée

I.1.2. Historique de l'urée

L'urée fut l'un des premiers composés organiques. En 1773, un pharmacien du nom de M. Rouelle la découvrit dans l'urine humaine. Cette substance résulte de la dégradation de trois acides aminés : l'arginine, la citrulline et l'ornithine. Les reins l'éliminent naturellement par l'urine.

En 1828, le chimiste allemand Friedrich Wöhler réussit à produire de l'urée en laboratoire à partir de substances minérales, notamment l'ammoniac et l'acide cyanhydrique. Cette

expérience fut extrêmement importante dans l'histoire de la chimie, car elle démontra qu'il était possible de produire un composé organique sans l'intervention d'un organisme vivant.



La production d'urée a débuté à une échelle industrielle limitée en 1907. Plus tard, avec le développement du procédé Haber-Bosch pour la synthèse de l'ammoniac, la fabrication d'urée à partir d'ammoniac et de dioxyde de carbone s'est rapidement imposée [2].

I.1.3. Propriétés et utilisations de l'urée

L'urée se dissout dans l'eau, le benzène et l'alcool, et elle est légèrement soluble dans l'éther. Elle est utilisée comme matière première pour être mélangée à d'autres engrais (sulfate d'ammonium, DAP, etc.). Cet engrais est le plus utilisé dans le monde agricole, car l'azote apporté est un élément essentiel à la croissance des plantes.

Le tableau I.1 présente les propriétés physico-chimiques de l'urée.

Tableau I.1 : Propriétés physico-chimiques de l'urée

Couleur	Blanche
Masse Moléculaire	60,06 g/mol
Teneur en Azote	46,6 %
Point de Fusion	132,7°C
Distribution de Taille (Granulométrie)	2–4 mm ≥ 95 %
Résistance à l'écrasement	2,8 min kgf
Humidité (Teneur en eau)	0,25 wt %
Teneur en Biuret	< 0,8 wt %

L'azote est un composant des acides aminés qui tend à augmenter la teneur en protéines des plantes. Elle favorise le développement des feuilles, des bourgeons et des tiges et la teneur en grains est déterminée par le poids dans les cultures céréalières. L'urée est hygroscopique ; elle absorbe l'eau de l'air [3] .

I.2. Présentation générale du complexe AOA

La société « Aljazairia El Omania Lil Asmida » (A.O.A.), spécialisée dans la production d'engrais azotés, constitue un important complexe industriel dédié à la fabrication d'ammoniac et d'urée. Elle est implantée au nord-ouest de la localité côtière de Mers El Hadjadj, délimitée par la mer Méditerranée au nord, l'ancienne route d'accès à la zone industrielle au sud, et la zone industrielle d'Arzew à l'ouest, à proximité de la centrale électrique de Sonelgaz.

S'étendant sur une superficie de 75 hectares, ce projet d'envergure, lancé en 2008 avec un investissement de 2,6 milliards de dollars, a permis la création de plus de 550 emplois. Il résulte d'un partenariat stratégique entre Sonatrach et un partenaire du Sultanat d'Oman.

Le complexe assure la production d'ammoniac, dont une grande partie est transformée en urée, avec une capacité initiale estimée à 2,4 millions de tonnes par an. Les produits sont expédiés via un quai de chargement capable de traiter simultanément deux cargaisons, soit environ 60 000 tonnes d'urée et 30 000 tonnes d'ammoniac.

La production est principalement destinée à l'exportation vers plusieurs pays, notamment l'Espagne, le Brésil, les Pays-Bas et la Tunisie, tout en contribuant à satisfaire la demande nationale [4].

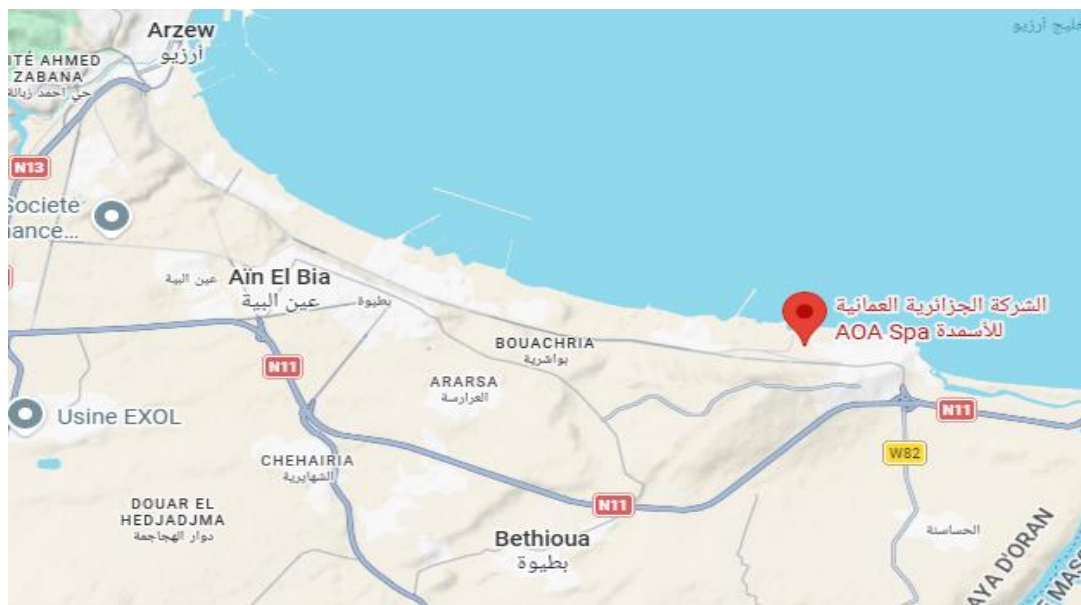


Figure I.2 : Localisation du complexe AOA

I.3. Description des installations majeures du complexe

Le complexe industriel repose sur une architecture intégrée, combinant des unités de production de grande envergure et un réseau complet d'utilités et de services techniques .

I.3.1. Unités de production du complexe

Unités d'ammoniac : le complexe dispose de deux lignes de production identiques, d'une capacité unitaire de 2 200 tonnes/jour. Elles opèrent selon le procédé de renommée mondiale HALDOR-TOPSOE.

- Unités d'urée granulée : deux unités de production d'urée granulée, d'une capacité de 3 500 tonnes/jour chacune, exploitant la technologie italienne SNAM-PROJETTI [1] .

I.3.2. Système des utilités et support énergétique

- Centrale électrique : Une unité autonome de production d'énergie comprenant deux turbines à gaz et deux générateurs de secours, avec une interconnexion sécurisée au réseau national.
- Production de vapeur : Un système performant de génération de vapeur à haute et moyenne pression, essentiel aux processus thermiques.
- Gestion des eaux et refroidissement :
 - Système de prise et de rejet d'eau de mer pour les besoins du site.
 - Réseaux de refroidissement mixtes (eau de mer et eau douce).
 - Unité de dessalement d'eau de mer assurant une production autonome, complétée par une unité de déminéralisation pour la pureté des eaux de process.
- Air de service : Une unité dédiée à la production d'air d'instrumentation et de gaz de service pour le pilotage pneumatique de l'usine [4].

I.3.3. Infrastructure logistique et stockage

Capacités de stockage :

- Ammoniac liquide : deux bacs cryogéniques d'une capacité de 15 000 m³ chacun.
- Urée : Un hangar de stockage à grande échelle d'une capacité de 150 000 tonnes, dédié au conditionnement des engrais.
- Des installations de livraison incluant une jetée maritime spécialisée pour l'exportation massive de l'urée en vrac et de l'ammoniac liquide [4].

I.3.4. Sécurité, Environnement et Maintenance

- Protection incendie : un système de sécurité double pour une couverture optimale des installations.

-
- Traitement des effluents : une station d'épuration industrielle (STEP) équipée de bassins de protection et d'évaporation pour minimiser l'impact environnemental.
 - Unités d'appui technique :
 - Un laboratoire de contrôle physico-chimique pour le suivi de la qualité.
 - Des ateliers de maintenance et des magasins de stockage pour les pièces de rechange et les produits chimiques [4].

Le complexe industriel **AOA** d'Arzew, pôle d'excellence de la pétrochimie en Algérie, est dédié à la transformation chimique du gaz naturel en ammoniac et en urée. Sa mise en exploitation répond à des enjeux économiques et stratégiques majeurs :

- **Maximisation de la valeur ajoutée** : valoriser les ressources en hydrocarbures par un traitement industriel local, permettant de transformer la matière brute en produits finis à haute valeur économique.
- **Rayonnement sur les marchés internationaux** : consolider la position de l'Algérie en tant qu'exportateur clé d'ammoniac et d'engrais haute performance sur la scène mondiale.
- **Soutien à la souveraineté agricole** : garantir la sécurité alimentaire du pays en satisfaisant, de manière prioritaire et continue, la demande nationale en engrais azotés.

I.4. Description du procédé d'urée

I.4.1. Unité de fusion d'urée (Urea Melt)

Cette section présente une description technique d'une chaîne de production d'urée fondue, d'une capacité opérationnelle de 3 675 tonnes par jour (soit 105% de la capacité nominale), destinée à la production d'urée granulée au moyen d'une unité de granulation en lit fluidisé. Les deux unités de production d'urée fondue se partagent la plupart des équipements, à l'exception du réservoir de produits hors spécifications et des pompes communes, qui constituent une section partagée [5].

I.4.1.1. Synthèse de l'urée dans le réacteur (02-R-201)

Cette section présente la synthèse de l'urée au sein du réacteur de synthèse (02-R-201), fonctionnant à une pression d'environ 159 bar et à une température comprise entre 188 et 190 °C. Le procédé de stripage de l'ammoniac de Snamprogetti repose sur une boucle de synthèse dans laquelle l'ammoniac et le dioxyde de carbone sont introduits dans le réacteur dans des conditions optimisées.

L'ammoniac alimente le réacteur sous forme de liquide en provenance de l'unité ammoniacque, après filtration, stockage dans un réservoir, puis compression par une pompe booster suivie d'une pompe haute pression (jusqu'à environ 225 bar. Avant d'entrer dans le réacteur, il est préchauffé puis utilisé comme fluide moteur de l'éjecteur de carbamate, où il se mélange avec la solution de carbamate pour former un mélange liquide dense injecté à la base du réacteur.

Le dioxyde de carbone pénètre sous forme de gaz, après compression dans le compresseur CO₂, jusqu'à une pression voisine de 160 bar, légèrement supérieure à celle du réacteur. Il entre généralement par la partie supérieure du réacteur, puis descend à contre-courant du mélange liquide ascendant, ce qui favorise un contact intense entre le gaz et le liquide, et permet la formation rapide du carbamate d'ammonium.

Le rapport molaire NH₃/CO₂ à l'entrée du réacteur est maintenu entre 3,3 et 3,6, ce qui permet d'atteindre un taux de conversion du CO₂ en urée de 60 à 63% directement dans le réacteur, grâce aux plateaux perforés qui limitent le reflux et favorisent l'absorption du gaz par le liquide. Dans le réacteur, deux réactions principales ont lieu successivement :

➤ **Formation du carbamate d'ammonium (réaction rapide et exothermique) :**



➤ **Transformation du carbamate en urée (réaction lente et endothermique, en phase liquide) :**



La première réaction est quasiment instantanée, tandis que la seconde constitue la réaction limitante qui conditionne le temps de séjour et le dimensionnement du réacteur. Le mélange sortant du réacteur, composé d'urée, de carbamate résiduel, d'ammoniac en excès, de CO₂ non converti et d'eau, est ensuite dirigé vers le stripper haute pression (02-E-201), où le carbamate est décomposé sous l'effet de la chaleur et du stripper par l'ammoniac en ébullition, puis recyclé sous forme de gaz NH₃ + CO₂ vers le réacteur via le condenseur de carbamate et l'éjecteur [5].

Tableau I.2 : Caractéristiques techniques du réacteur de synthèse (02-R-201) :

Paramètre	Spécification
Type de réacteur	Réacteur à écoulement piston (PFR)
Taux de conversion	65%
Nombre de plateaux	15
Hauteur totale	40 000 mm
Diamètre intérieur (I.D.)	2 040 mm
Épaisseur du revêtement (Liner)	7 mm
Localisation de la sortie	En dessous du 10ème plateau

Le réacteur de synthèse de l'urée est l'équipement principal de l'unité de production. C'est à l'intérieur de ce réacteur que l'ammoniac et le dioxyde de carbone sont transformés en urée sous des conditions de pression et de température élevées. Les réactifs y sont parfaitement mélangés afin de favoriser le déroulement de la réaction chimique et la formation de l'urée. Le réacteur est conçu pour assurer un temps de séjour suffisant et maintenir des conditions optimales de fonctionnement afin d'obtenir un rendement élevé. Les réactifs non convertis sont ensuite récupérés et recyclés dans le procédé, ce qui améliore l'efficacité globale et réduit la consommation des matières premières. Ainsi, le réacteur constitue le cœur de l'unité de production d'urée et joue un rôle essentiel dans la qualité et le rendement du procédé.



Figure I.3 : Réacteur industriel utilisé dans la production de l'urée

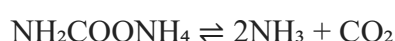
I.4.1.2. Étapes de récupération et de purification de l'urée

Le procédé de récupération et de purification de l'urée dans l'unité industrielle s'effectue à travers plusieurs étapes successives basées sur la variation de la pression et de la température, afin d'éliminer le carbamate non converti et de récupérer l'ammoniac (NH_3) ainsi que le dioxyde de carbone (CO_2). Ces étapes permettent également d'améliorer le rendement global du procédé et de réduire les pertes de matières premières, avant d'obtenir une solution d'urée à haute concentration destinée aux opérations de concentration et de granulation.

A. Étape de séparation haute pression HP ($\approx 149 \text{ bar}$)

La solution d'urée provenant du réacteur est introduite dans le stripper haute pression 02-E-201, tout en maintenant une pression légèrement inférieure à celle du réacteur. Le liquide est distribué sous forme de film mince ruisselant à l'intérieur des tubes, où il est chauffé par la condensation de vapeur saturée à environ 219°C .

Dans ces conditions, et en présence d'un excès d'ammoniac, le carbamate d'ammonium se décompose selon la réaction réversible :



Les gaz (NH_3 et CO_2) montent vers le sommet de l'équipement, puis sont condensés dans un condenseur de carbamate haute pression, où une partie est reconvertie en carbamate et recyclée vers le réacteur, ce qui améliore le rendement du procédé.

B. Étape de décomposition moyenne pression MP (≈ 18 bar)

Après réduction de la pression, la solution entre dans le décomposeur moyenne pression, où le carbamate résiduel est décomposé, libérant l'ammoniac (NH_3) et le dioxyde de carbone (CO_2).

Ces gaz sont collectés et recyclés dans le procédé afin de reformer le carbamate et de le renvoyer vers la boucle de réaction. Cette récupération permet de réduire les pertes et d'améliorer le rendement de production de l'urée.

C. Étape de décomposition basse pression BP (bar)

la pression est encore abaissée afin d'éliminer les dernières traces de carbamate résiduel, permettant d'obtenir une solution d'urée ayant une concentration d'environ 69 à 71 %.

Les gaz produits sont utilisés pour le préchauffage de certains flux du procédé ou envoyés vers les unités d'absorption, contribuant ainsi à l'optimisation énergétique de l'installation. La solution est ensuite dirigée vers la section de concentration, où l'eau est éliminée sous vide afin d'augmenter la teneur en urée et de préparer le produit à l'étape de granulation.

I.4.1.3 Section de concentration de l'urée

Afin de permettre la granulation, la solution d'urée doit être concentrée jusqu'à environ **97 %** en poids (urée + biuret). Pour cela, une étape de concentration sous vide est mise en place.

La solution provenant du bas du décomposeur basse pression, avec une concentration d'environ **70 %**, est d'abord envoyée vers le préconcentrateur sous vide 02-E-402 (E-104), puis transférée, à l'aide des pompes 02-P-402A/B (P-106A/B), vers le concentrateur sous vide 02-E-501 (E-114). Ces deux équipements fonctionnent à une pression d'environ **0,27 bar**.

Avant son entrée dans le concentrateur 02-E-501, la solution est mélangée avec une fraction recyclée provenant de l'unité de granulation [5].

A. Pré-vide (préconcentration sous vide)

Dans le préconcentrateur, la solution détendue à **0,27 bar** est introduite par la partie supérieure. Cet équipement comprend :

- **Séparateur supérieur (02-V-404)** : élimination des gaz issus du flash, aspirés par le système à vide
- **Évaporateur à film tombant (02-E-402)** : décomposition du carbonate résiduel et évaporation partielle de l'eau grâce à la chaleur issue de la condensation des gaz du décomposeur moyenne pression

-
- **Réservoir inférieur (02-V-405)** : collecte de la solution d'urée avec une concentration de **84 à 87 %**

B. Vide (concentration finale sous vide)

La solution issue du réservoir 02-V-405 est envoyée, via les pompes 02-P-402A/B, vers le concentrateur sous vide 02-E-501 (E-114), fonctionnant à la même pression.

Dans cet équipement :

- La concentration finale est assurée par de la vapeur saturée à **3,5 bar** circulant dans la calandre
- La solution s'écoule du côté tubes d'urée.

I.4.2. La production d'urée granulée (taille standard)

L'unité de granulation utilise comme alimentation une solution d'urée concentrée à environ 97 % en poids (urée + biuret), à une température comprise entre 130 et 136 °C. Une solution de formaldéhyde est ajoutée en faible quantité afin d'améliorer les propriétés du produit final et garantir une bonne fluidité des granulés.

La granulation se déroule dans un granulateur à lit fluidisé, où la solution d'urée est pulvérisée sur des particules solides en suspension. L'air ambiant est utilisé pour assurer la fluidisation, tandis que de l'air d'atomisation, chauffé, permet une bonne dispersion de la solution.

Le produit formé est extrait, puis passe par plusieurs étapes : refroidissement, élévation et criblage. À ce niveau, les granulés sont classés en trois fractions :

- Les fines, recyclées directement vers le granulateur
- Les gros grains, broyés puis recyclés comme germes
- Les grains conformes, envoyés vers le refroidissement final puis vers le stockage

Le refroidissement est assuré en deux étapes, utilisant de l'air ambiant ou de l'air conditionné, afin d'obtenir un produit stable et limiter les phénomènes de montage.

Le procédé se caractérise par une croissance progressive des granulés par accréation de fines gouttelettes d'urée, ce qui garantit une structure homogène et une très faible formation de biuret. Le système présente également une grande stabilité avec un faible taux de recyclage par rapport à d'autres technologies [5] .

I.4.2.1. Traitement des émissions atmosphériques, gestion des pertes et fiabilité de l'unité de granulation d'urée

Les principales sources de poussières sont le granulateur et les refroidisseurs. L'air chargé en particules est traité dans des laveurs humides, permettant de récupérer l'urée sous forme de solution recyclée vers le procédé.

Le rendement d'abattement des poussières dépasse 99 %, assurant le respect des normes environnementales. Aucun rejet solide ou liquide n'est envoyé vers l'extérieur, car tous les flux sont récupérés et recyclés.

L'ammoniac présent dans les gaz est éliminé par lavage chimique à l'acide sulfurique dans un scrubber dédié. Cette opération permet de réduire fortement les émissions et de produire une solution de sulfate d'ammonium comme sous-produit.

Les pertes d'urée sont récupérées dans un système de dissolution dédié, permettant leur recyclage dans le procédé.

L'unité de granulation est caractérisée par une grande fiabilité grâce à :

- L'absence de pièces mobiles dans le granulateur
- Un faible encrassement
- Des équipements simples et robustes

Dans des conditions normales d'exploitation, l'unité peut fonctionner jusqu'à environ 345 jours par an [5].

I.5. Description des réseaux de vapeur, de rinçage et des systèmes auxiliaires de l'unité d'urée

I.5.1. Réseaux de vapeur dans l'unité d'urée

Dans l'unité d'urée, plusieurs réseaux de vapeur sont utilisés selon différents niveaux de pression et de température, chacun ayant un rôle spécifique dans le procédé.

Le réseau de vapeur surchauffée moyenne pression (SM), provenant de l'unité d'ammoniac, fonctionne à une pression minimale de 40 bar et une température de 373 °C. Il est principalement utilisé pour alimenter l'hydrolyseur 02-R-601 (R-102), ainsi que pour effectuer des détentes vers d'autres réseaux si nécessaire.

Un autre réseau de vapeur surchauffée moyenne pression (SMU), issu de la turbine du compresseur de CO₂, opère à 24 bar et 327 °C. Cette vapeur est utilisée comme appoint dans l'équipement 02-E-301B (E-102B), pour alimenter le réseau SLU après détente, et, après désurchauffe, dans le stripper 02-E-201 (E-101).

Le réseau de vapeur saturée moyenne pression (SMS), à 22,2 bar et 219 °C, est utilisé au niveau du stripper 02-E-201. Le condensat généré est récupéré dans le séparateur 02-V-202 (V-109), puis réutilisé dans la partie inférieure du décomposeur moyenne pression 02-E-301B. Ensuite, ce condensat est dirigé vers le premier condenseur de carbamate 02-E-202A (E-105A).

Le réseau de vapeur basse pression intermédiaire (SLU), fonctionnant à 5.8 bar et 163 °C, est employé pour fournir la chaleur nécessaire à la décomposition du carbamate dans les décomposeurs moyenne et basse pression (02-E-301A et 02-E-401), ainsi que dans la colonne de distillation 02-C-601. Cette vapeur est produite au niveau du premier condenseur de carbamate.

Le réseau de vapeur basse pression saturée (SLS), à 3,5 bar et 147 °C, est généré dans le second condenseur de carbamate 02-E-202B (E-105B). Il est utilisé dans le concentrateur sous vide 02-E-501, les éjecteurs du système sous vide 02-Z-501, ainsi que pour les opérations de traçage et de nettoyage.

Les condensats issus de plusieurs équipements (notamment 02-E-202B, 02-E-501 et certaines pompes) sont collectés dans l'accumulateur 02-V-701 (V-110). Dans ce dernier, la vapeur flash est condensée dans une tour de récupération grâce au refroidissement assuré par les échangeurs 02-E-502 et 02-E-702.

Le condensat récupéré est ensuite envoyé vers l'unité de traitement (polishing) via les pompes 02-P-703A/B.

Enfin, les condensats provenant des purgeurs de vapeur (chauffages de granulation, traçage, serpentins des réservoirs) sont collectés dans le bac 02-T-701, puis transférés vers l'accumulateur 02-V-701 à l'aide des pompes 02-P-704A/B [5] .

I.5.2. Réseaux de rinçage dans l'unité d'urée

Dans l'unité d'urée, quatre réseaux de rinçage sont utilisés, fonctionnant à différents niveaux de pression et de température :

- **Rinçage très haute pression (KW) :** 175 bar , 120 °C
- **Rinçage haute pression :**
 - HW (chaud): 27 bar, 120 °C
 - HW (froid): 27 bar, 50 °C
- **Rinçage basse pression :**
 - LW (chaud): 9 bar, 120 °C
 - LW (froid): 9 bar, 50 °C

Le réseau de rinçage très haute pression (KW) est utilisée dans la section de synthèse et de récupération de l'urée, qui fonctionne autour de 160 bar . Cette eau est produite par les pompes haute pression 02-P-702A/B (P-111A/B).

Le réseau de rinçage haute pression est constitué de condensats de vapeur sous deux formes :

- **HW (chaud)** : obtenu à partir du condensat récupéré dans l'accumulateur 02-V-701 (V-110), puis pressurisé par les pompes 02-P-701A/B (P-110A/B). Il est utilisé notamment dans les désurchauffeurs SMU–SMS et SMU–SLU de l'unité urée.
- **HW (froid)** : produit par refroidissement d'une partie du HW dans l'échangeur 02-E-701 (E-110). Il est utilisé comme eau d'alimentation des colonnes de lavage des inertes à moyenne pression 02-C-302 (C-103) et à basse pression 02-C-401 (C-104).

Le réseau de rinçage basse pression comprend également deux types :

- **LW (chaud)** : obtenu par détente du HW jusqu'à une pression de 9 bar. Il est utilisé pour le rinçage du système basse pression ainsi que comme eau de scellement des pompes manipulant les solutions d'urée.
- **LW (froid)** : issu du HW (froid) après réduction de pression à 9 bar. Il est principalement utilisé comme eau de scellement pour diverses pompes [5] .

I.5.3. Système de torchère

- **Torchères d'urée :**

Le système comprend trois types de torchères pour chaque ligne de production :

➤ **Torchère discontinue (02-U-801) :**

Elle est constituée de deux collecteurs principaux. Le premier récupère les gaz provenant des événements des réservoirs, tandis que le second collecte les gaz issus de la section basse pression et du traitement des condensats.

➤ **Torchère continue (02-U-802) :**

Elle reçoit en continu les gaz provenant de la section moyenne pression et du laveur sous vide.

➤ **Torchère de dépressurisation et d'urgence (02-U-803) :**

Les gaz issus de la section haute pression et des dispositifs de sécurité sont d'abord envoyés vers un séparateur pour éliminer la phase liquide, puis la phase gazeuse est dirigée vers cette torchère.

- **Gaz d'assistance**

Un gaz naturel est utilisé comme gaz d'assistance pour améliorer la combustion des gaz rejetés.

Ce gaz est stocké dans un réservoir dédié (02-V-813) et distribué aux différentes torchères selon les besoins :

- **Torchère discontinue :**

Un débit fixe est assuré, avec possibilité d'augmenter l'apport en cas de rejets importants.

- **Torchère continue :**

Un gaz de dilution est injecté en fonctionnement normal. En cas de détection de gaz explosifs, le débit est augmenté automatiquement pour assurer la sécurité.

- **Torchère d'urgence :**

Un débit d'assistance est maintenu en permanence et peut être fortement augmenté en cas de décharge importante.

- **Gaz combustible :**

Un gaz combustible est fourni aux torchères afin d'assurer l'allumage et le maintien d'une flamme stable.

- **Condensats de procédé :**

Les unités sont équipées d'un hydrolyseur permettant de récupérer totalement l'urée et d'éviter tout rejet polluant. Après traitement, les condensats peuvent être réutilisés, notamment comme eau d'alimentation des chaudières après polissage.

- **Effluents liquides discontinus :**

Un réservoir spécifique (02-T-801) est prévu pour collecter les purges occasionnelles contenant du carbamate ou de l'ammoniac. Un autre réservoir commun est utilisé pour stocker les condensats non conformes avant leur retraitement [5] .

I.5.4. Système de drainage ouvert

Ce système permet de collecter les effluents liquides issus des unités d'urée et de granulation, puis de les envoyer vers le système PCT.

- Les principales sources de ces effluents sont :
- Les lignes d'échantillonnage
- Les purges des pompes
- Les débordements des réservoirs

-
- Le lavage des lignes
 - Les drains des équipements

Ces effluents sont stockés dans les réservoirs 02-T-803 et 02-T-804, puis transférés vers le réservoir des condensats 02-T-502 à l'aide de pompes.

Ils sont ensuite traités dans le système PCT, où les composés polluants sont récupérés, hydrolysés puis recyclés dans le procédé de production d'urée [5] .

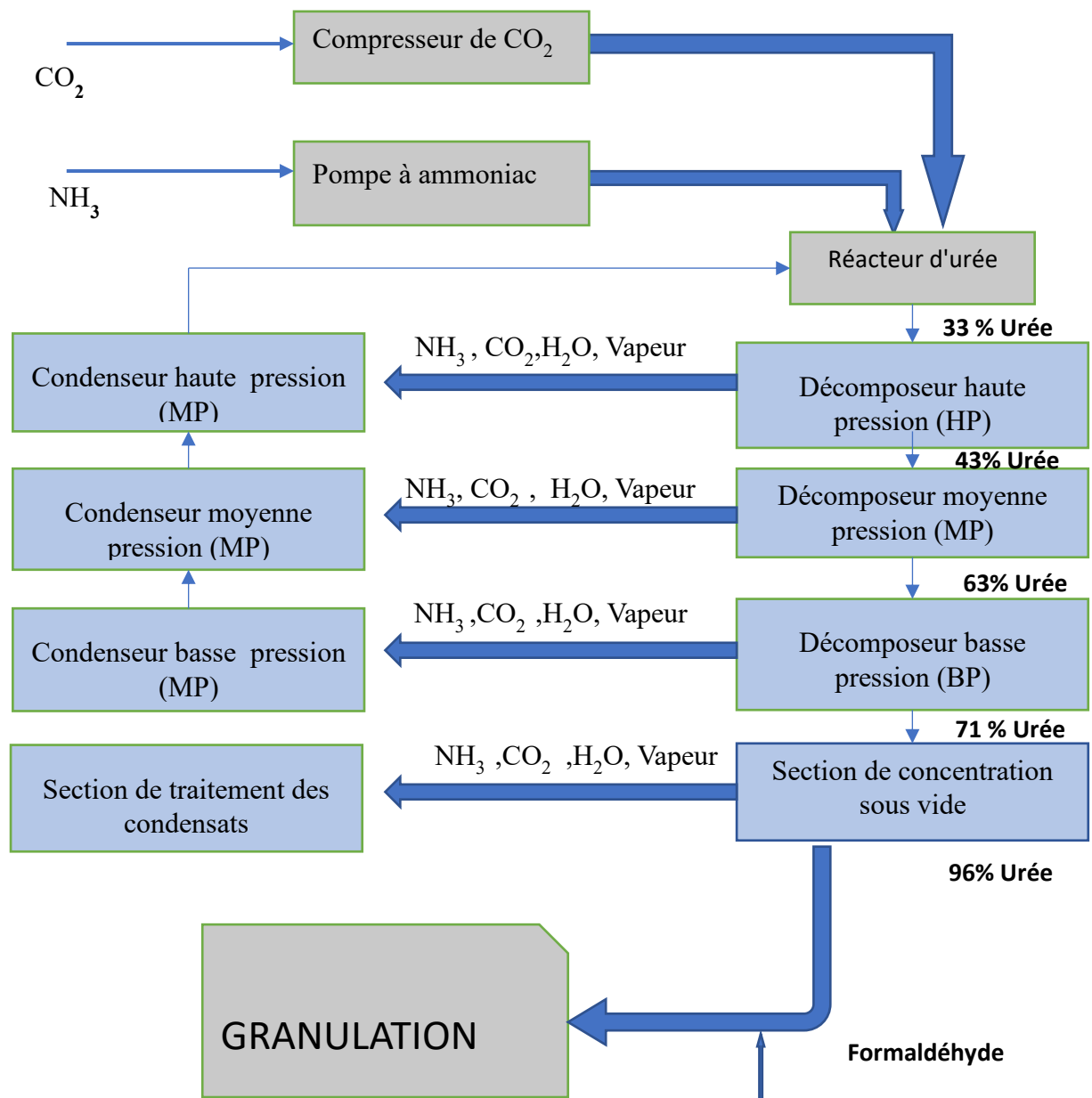


Figure I .4 : Schéma du procédé de fabrication et de concentration de l'urée

Chapitre II

Procédé de traitement des eaux de purge

Dans les industries modernes, les sous-produits ou les déchets ne sont plus considérés comme des matières perdues, mais sont traités comme des ressources valorisables et réutilisables au sein du même cycle de production. Cette approche vise à réduire les pertes, à améliorer la rentabilité économique et à diminuer l'impact environnemental des processus industriels.

Dans ce contexte, l'eau industrielle issue des différentes étapes du processus de fabrication de l'urée, en particulier les opérations de vide et de pré-vide, constitue un exemple clair de ce principe. En effet, bien qu'elle contienne de faibles concentrations d'urée, cette eau n'est pas considérée comme un déchet final, mais comme un flux pouvant être traité et réintégré dans le cycle industriel.

Cette eau est acheminée vers des unités de traitement spécialisées utilisant des techniques telles que le stripper et l'hydrolyse, dans le but de réduire la concentration en urée et d'améliorer la qualité de l'eau. Après traitement, cette eau peut être réutilisée au sein de l'usine pour diverses applications telles que le refroidissement ou le nettoyage industriel, ce qui permet de réduire la consommation d'eau brute et d'optimiser l'utilisation des ressources.

Ce type de traitement incarne donc le concept d'économie circulaire dans l'industrie, où les déchets ou les flux secondaires sont transformés en ressources à valeur ajoutée au sein du même système de production.

II.1. Préchauffage du mélange eau-urée-gaz par échange thermique avec l'eau pure

II.1.1. Principes fondamentaux de l'échange de chaleur

Un échangeur de chaleur est un appareil conçu pour transférer de l'énergie thermique entre deux fluides sans qu'ils ne se mélangent. L'idée est que chacun reste dans son propre circuit, tandis que la chaleur traverse une paroi métallique qui les sépare. On utilise énormément ce système dans l'industrie, car il permet de chauffer ou de refroidir des liquides et des gaz de façon très précise. Dans notre projet, c'est exactement ce qui se passe : l'échangeur permet de gérer la température entre notre mélange (eau, urée et gaz) et de l'eau pure utilisée comme fluide auxiliaire, le tout sans aucun contact direct.

II.1.2. Caractéristiques de l'échangeur à faisceau tubulaire et calandre

C'est le modèle que l'on rencontre le plus souvent. Son fonctionnement est assez intuitif : un premier fluide circule à l'intérieur d'un faisceau de tubes, pendant que le deuxième fluide passe tout autour, dans une enveloppe qu'on appelle la calandre. C'est à travers la paroi de ces

tubes que l'échange thermique se réalise. Selon les besoins, on peut faire circuler les fluides dans le même sens ou en sens opposé, cette dernière option étant souvent la plus efficace pour récupérer un maximum de chaleur. Si ce type d'échangeur est si répandu, c'est parce qu'il est particulièrement solide, performant et capable de s'adapter aussi bien aux liquides qu'aux gaz.

II.1.3. Avantages techniques

- Une excellente résistance aux hautes pressions.
- Une dilatation libre des tubes et de la calandre.
- Une large gamme de capacités et de puissances disponibles.
- Une bonne tolérance aux grands écarts de température, avec la possibilité d'être utilisés pour des opérations de condensation partielle [6].

II.1.4. Échange thermique dans le procédé

Dans le cadre du procédé étudié pour le traitement des eaux contenant de l'urée et certains gaz, l'utilisation d'un échangeur de chaleur dès la première étape est essentielle pour assurer le contrôle de la température du système.

Le mélange eau–urée–gaz entre dans les tubes de l'échangeur à une température relativement basse, puis circule à l'intérieur de celui-ci où il absorbe de la chaleur, ce qui entraîne une élévation de sa température.

Du côté calandre, l'eau pure préalablement traitée entre à une température élevée et joue le rôle de fluide chaud, en cédant une partie de sa chaleur au mélange.

Le transfert thermique s'effectue à travers la paroi des tubes sans aucun contact direct entre les deux fluides, ce qui permet de chauffer le mélange tout en refroidissant l'eau pure.

Ainsi, l'échangeur de chaleur joue un rôle important dans la régulation de la température et l'amélioration du rendement global du procédé.

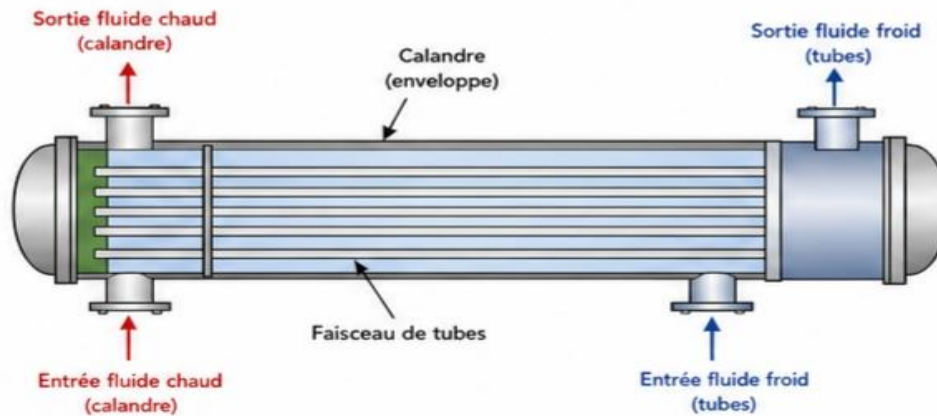


Figure II.1 : Schéma d'un échangeur de chaleur à faisceau tubulaire et calandre

II.2. Mécanisme de stripper à la vapeur et hydrolyse thermique de l'urée

Le stripper est une opération de séparation physique dans laquelle un ou plusieurs composants sont éliminés d'un courant liquide à l'aide d'un courant gazeux ou de vapeur.

Dans les applications industrielles, les flux de liquide et de gaz peuvent circuler soit dans le même sens (co-courant), soit en sens opposés (contre-courant).

Cette opération est généralement réalisée dans des colonnes de séparation garnies de garnissages (colonnes à garnissage) ou équipées de plateaux afin d'assurer un meilleur contact entre les deux phases.

II.2.1. Première phase : Séparation des gaz libres (Stripper Haut)

Le mélange préchauffé pénètre dans la colonne sous forme d'eau chargée en gaz volatils (ammoniac et dioxyde de carbone) et contenant une certaine quantité d'urée. Dès son introduction, les gaz volatils s'échappent vers le haut de la colonne pour être dirigés vers les unités de traitement. Parallèlement, le liquide est soutiré au milieu de la colonne (au niveau du plateau collecteur) pour être pompé directement vers l'hydrolyseur (Hydrolyser) [5].

II.2.2. Deuxième phase : Décomposition de l'urée (l'hydrolyseur R-601)

L'hydrolyseur est un appareil industriel utilisé pour réaliser des réactions d'hydrolyse, c'est-à-dire la décomposition de composés chimiques par l'action de l'eau, sous l'effet combiné de la température et de la pression.

Il permet de transformer des substances complexes en composés plus simples pouvant ensuite être séparés, valorisés ou éliminés de manière sécurisée dans les procédés industriels [5].

II.2.2.1. Rôle de l'hydrolyseur

L'hydrolyseur est utilisé dans le traitement des eaux contenant de faibles quantités d'urée, ainsi que des traces d'ammoniac et de dioxyde de carbone.

Dans ce procédé, l'urée est décomposée par hydrolyse en ammoniac (NH₃) et en dioxyde de carbone (CO₂) sous forme gazeuse.

Ces gaz sont ensuite séparés dans l'unité de stripper, généralement située dans la partie inférieure de la colonne.

Ce procédé permet de récupérer une partie des composés utiles et de les réutiliser dans le procédé de production, ce qui améliore le rendement global et réduit la pollution des eaux industrielles [7].

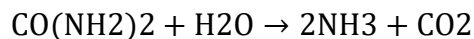
II.2.2.2. Décomposition de l'urée dans l'hydrolyseur

À l'intérieur de l'hydrolyseur, les eaux contenant de l'urée, de l'ammoniac et du dioxyde de carbone sont introduites sous haute pression et à température élevée.

De la vapeur vive est injectée afin de fournir la chaleur nécessaire à la réaction.

La réaction d'hydrolyse de l'urée est une réaction **endothermique**, c'est-à-dire qu'elle nécessite un apport de chaleur pour se produire.

Dans ces conditions, l'urée se décompose selon la réaction suivante :



Les gaz formés montent vers la partie supérieure avec la vapeur, tandis que le liquide traité est renvoyé vers la colonne de distillation afin d'éliminer les traces restantes de gaz par l'opération de stripper [5].

II.2.3. Troisième phase : Stripper bas et valorisation de l'effluent

Cette étape finale constitue le "polissage" du procédé. Elle permet d'éliminer les derniers résidus gazeux après la réaction chimique et d'assurer une gestion optimale de l'énergie et des ressources en eau du complexe.

II.2.3.1. Stripper à contre-courant (bas de la colonne)

Après le passage dans l'hydrolyseur **R-601**, le flux liquide (contenant principalement de l'eau et des traces de gaz dissous) est réintroduit dans la section inférieure de la colonne de séparation. Cette étape repose sur un contact intime entre deux phases :

- **Action de la vapeur vive** : De la vapeur d'eau est injectée directement en fond de colonne. En montant à travers les plateaux, elle crée une interface gaz-liquide turbulente.
- **Mécanisme de transfert de masse** : La vapeur agit comme un gaz d'entraînement (stripper gas). En abaissant la **pression partielle** de l'ammoniac (NH_3) et du dioxyde de carbone (CO_2) dans la phase gazeuse, elle force les molécules encore dissoutes dans l'eau à s'évaporer.
- **Élimination des traces** : C'est ici que l'on atteint les niveaux de pureté requis (souvent exprimés en PPM), garantissant que l'eau est quasiment exempte de polluants azotés avant sa sortie [5] .

II.2.4. Intégration thermique et économie d'énergie

L'efficacité de l'unité repose sur sa capacité à recycler la chaleur. L'eau traitée sort du fond de la colonne à une température très élevée.

- **L'échange thermique croisé** : Au lieu de perdre cette énergie, l'eau traitée est envoyée vers l'échangeur à faisceau tubulaire et calandre (étudié en **Partie I**).
- **Récupération calorifique** : Elle cède sa chaleur au mélange froid entrant. Ce système permet de refroidir l'effluent pour son évacuation tout en réduisant considérablement la consommation de vapeur nécessaire au préchauffage de la charge.

II.3. Valorisation et destination de l'eau traitée

Une fois purifiée, l'eau n'est plus considérée comme un effluent à éliminer, mais comme une ressource stratégique pour le complexe **AOA** :

- **Conformité environnementale** : L'eau répond aux normes strictes de rejet, garantissant l'absence d'impact négatif sur l'écosystème.
- **Réutilisation en tant que Boiler Feed Water (BFW)** : Dans une optique de développement durable, cette eau est souvent recyclée vers l'unité de traitement des eaux de chaudière. Sa haute pureté facilite son polissage final (deminéralisation), permettant ainsi de réaliser d'importantes économies d'eau d'appoint.

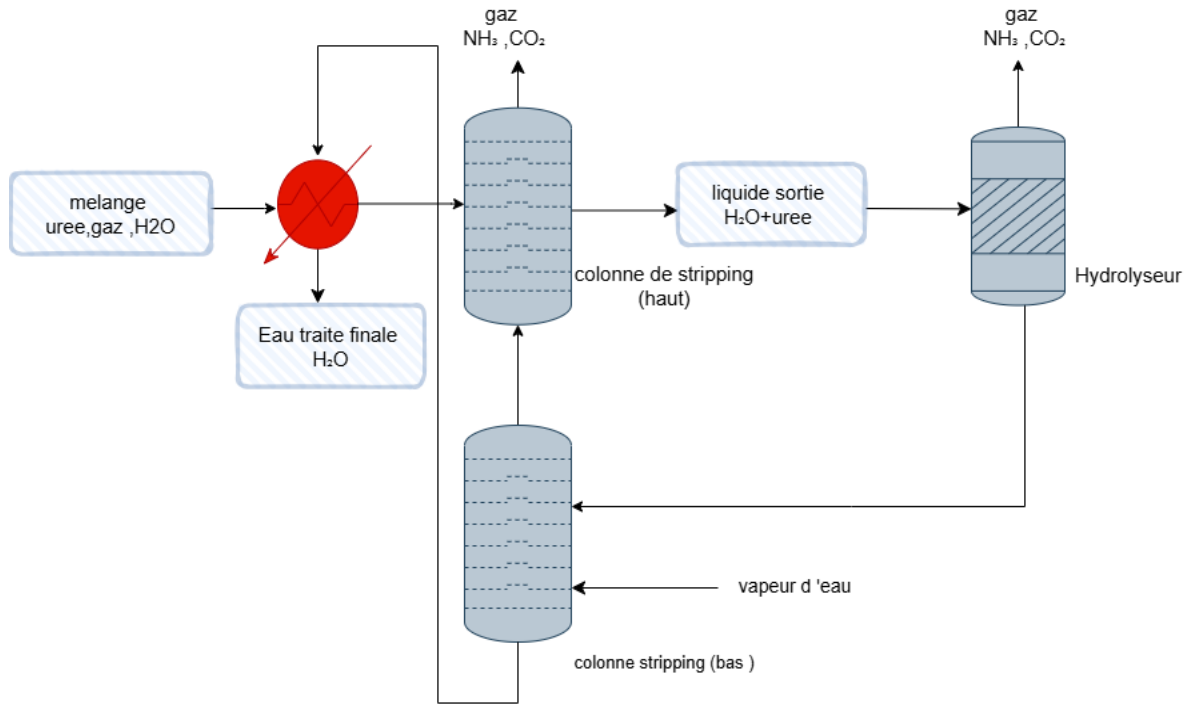


Figure II.2 : Schéma de traitement de H_2O contenant l'urée par hydrolyse et stripper

II.4. Critère de contrôle par mesure de conductivité électrolytique

Dans le complexe AOA, la conductivité des eaux de purge est mesurée directement à l'aide d'un appareil appelé conductimètre. Cet appareil permet d'obtenir rapidement la valeur de la conductivité sans effectuer de calculs manuels, ce qui facilite le suivi des eaux industrielles et le contrôle des différentes unités de production d'urée.

C'est une info précieuse quand on étudie une solution, car elle permet de savoir rapidement quelle quantité de matière y est dissoute et de voir comment sa composition évolue au fil du temps. On s'en sert d'ailleurs constamment pour analyser des produits chimiques, surveiller la qualité de l'eau ou piloter des installations industrielles, surtout quand il s'agit de traitement, de purification ou d'échange d'ions.

Au fond, mesurer la conductivité est un réflexe simple, instantané et hyper efficace pour faire le diagnostic d'une solution et garder un œil sur ses caractéristiques [8].

Pour faire simple, la conductivité électrolytique, c'est la capacité d'une solution à laisser passer le courant. Tout repose sur les ions présents dans le liquide : dès qu'un champ électrique apparaît, les cations et les anions se mettent à bouger, et c'est ce mouvement qui transporte

l'électricité. Forcément, le résultat dépend directement du type d'ions, de leur quantité et de la vitesse à laquelle ils arrivent à se déplacer.

La conductivité de la solution est donnée par la relation suivante :

$$\sigma = \sum \lambda_i * C_i$$

Où :

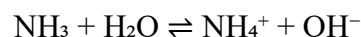
- σ représente la conductivité électrique de la solution (exprimée en $S \cdot m^{-1}$ ou $\mu S \cdot cm^{-1}$).
- λ_i est la conductivité molaire ionique de l'ion i ($S \cdot m^2 \cdot mol^{-1}$).
- C_i est la concentration de cet ion dans la solution ($mol \cdot m^{-3}$).

Ainsi, la conductivité de la solution dépend directement de la nature, de la concentration et de la mobilité (fortement influencée par la température) des ions présents dans le milieu. Cette mesure correspond donc à l'effet global de l'ensemble des espèces ioniques dissoutes, sans distinction entre les différents types d'ions. Pour cette raison, la conductivité est considérée comme un paramètre global et non spécifique de contrôle de la qualité des eaux et des solutions industrielles.

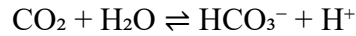
La conductivité de la solution représente la capacité d'une solution à conduire le courant électrique grâce à la présence des ions dissous dans l'eau. Plus la quantité d'ions présents dans le milieu est importante, plus la conductivité de la solution augmente. Dans l'industrie de l'urée, cette propriété joue un rôle important dans le contrôle de la qualité des eaux de procédé et le suivi des différentes opérations de traitement.

Les eaux industrielles utilisées dans les unités de production d'urée contiennent principalement de l'ammoniac (NH_3) et du dioxyde de carbone (CO_2). Lorsque ces composés se dissolvent dans l'eau, ils réagissent et forment plusieurs espèces ioniques responsables du passage du courant électrique.

L'ammoniac se comporte comme une base faible et réagit avec l'eau pour former des ions ammonium (NH_4^+) et hydroxyde (OH^-) selon la réaction suivante :



Le dioxyde de carbone se dissout également dans l'eau et produit des ions bicarbonate (HCO_3^-) et hydrogène (H^+) :



La présence de ces ions dans l'eau facilite le déplacement des charges et augmente ainsi la conductivité de la solution. Pour cette raison, la mesure de la conductivité est souvent utilisée dans les installations industrielles afin de contrôler la composition des eaux et de suivre l'efficacité des traitements appliqués.

Dans ce travail, la conductivité de la solution a été adoptée comme critère de contrôle dans la phase d'aval de traitement, afin d'améliorer la gestion des eaux issues du procédé industriel. La conductivité est mesurée à la sortie de l'unité, et une valeur de référence de 25 $\mu\text{S}/\text{cm}$ est utilisée pour déterminer l'orientation du flux liquide. L'eau est considérée comme acceptable lorsque sa conductivité est inférieure à cette valeur, et elle est alors dirigée directement vers le rejet ou la réutilisation sans traitement supplémentaire. En revanche, lorsque la conductivité dépasse ce seuil, le flux est orienté vers une unité de recyclage (Recycle Loop) afin d'éliminer les traces d'ammoniac (NH_3), de dioxyde de carbone (CO_2) et d'urée, ce qui permet d'améliorer la récupération des composés et de réduire les pertes, tout en optimisant le rendement global du procédé.

Chapitre III

Résultats de simulation et discussion

La conception et la simulation d'une unité de traitement des eaux contenant de l'urée constituent des opérations industrielles complexes, nécessitant des moyens techniques et méthodologiques rigoureux. Dans le contexte industriel actuel, les procédés de traitement doivent répondre à des exigences strictes, notamment l'optimisation du rendement de séparation, la garantie de la sécurité des installations et la minimisation de l'impact environnemental.

Dans ce cadre, les procédés d'hydrolyse thermique et de stripper jouent un rôle essentiel dans le traitement des effluents industriels, permettant l'élimination et la récupération des composés indésirables (ammoniac et dioxyde de carbone). Par ailleurs, la simulation numérique à l'aide de logiciels spécialisés s'avère indispensable pour étudier le comportement phénoménologique du procédé. Elle permet d'analyser l'influence des différents paramètres opératoires (température, pression, débits) afin d'améliorer les performances de l'unité, d'optimiser l'efficacité de séparation et de réduire les coûts d'exploitation.

III.1. Généralités sur la simulation des procédés

III.1.1. Introduction

La simulation est un outil décisionnel majeur en ingénierie chimique et en recherche scientifique. Elle permet d'évaluer le comportement d'un système complexe avant sa mise en œuvre réelle ou d'en optimiser le fonctionnement existant. Elle offre la possibilité de tester une multitude de configurations et de conditions opératoires limites sans risques industriels ni coûts financiers majeurs [9].

La simulation repose sur le développement d'un modèle mathématique et physique représentant le système réel. Ce modèle constitue une idéalisation de la réalité, centrée sur les phénomènes prépondérants qui gouvernent le procédé (transfert de matière, de chaleur, et cinétique chimique). Dans l'industrie pétrochimique, les simulateurs sont principalement exploités pour :

- La conception et le dimensionnement de nouvelles unités industrielles ;
- L'optimisation des performances et de la rentabilité des procédés existants ;
- L'étude de sensibilité des variables opératoires ;
- La réduction des dépenses énergétiques et des coûts de production

III.1.2. Objectifs

Dans le cadre de notre étude, l'application de la simulation vise à atteindre les objectifs suivants :

- Déterminer les propriétés thermophysiques et chimiques des courants du procédé ;
- Générer les données requises pour le dimensionnement rigoureux des équipements (colonnes de stripper, hydrolyseur, échangeurs) ;
- Prédire le comportement du système sous différentes contraintes et identifier le point de fonctionnement optimal ;
- Maîtriser l'utilisation des simulateurs professionnels pour l'évaluation des procédés industriels [10].

III.1.3. Principe de fonctionnement d'un simulateur

Les simulateurs de procédés reposent sur le couplage de modèles mathématiques (bilans de matière et d'énergie, équilibres entre phases) et de banques de données thermodynamiques denses. Ces dernières fournissent les propriétés des corps purs ainsi que les coefficients d'activité ou équations d'état nécessaires au calcul des mélanges non idéaux.

Un simulateur se structure généralement autour des blocs fonctionnels suivants :

- Une base de données thermodynamiques et de constituants.
- Une interface graphique (PFD - Process Flow Diagram) pour la construction du schéma de procédé.
- Des modules de calcul (Unit Operations) simulant le comportement individuel de chaque équipement (réacteurs, colonnes, flashes).
- Des solveurs et méthodes numériques pour la résolution des systèmes d'équations non linéaires hautement couplés [11] .

III.1.4. Modes de simulation

Les logiciels de simulation opèrent selon deux modes distincts :

- Le mode stationnaire (Steady-State) : Il résout les équations algébriques du système en régime permanent, c'est-à-dire lorsque les variables sont indépendantes du temps ($dT/dt = 0$). Ce mode est privilégié pour les bilans de matière, d'énergie et le dimensionnement initial.

- Le mode dynamique (Dynamic) : Il intègre des équations différentielles décrivant les variations temporelles du système. Ce mode est essentiel pour l'étude des régimes transitoires, le démarrage/arrêt des unités, et la synthèse des boucles de régulation

III.2. Présentation du logiciel Aspen HYSYS

Aspen HYSYS est l'un des simulateurs de procédés les plus performants et les plus répandus dans les industries pétrolières, gazières et pétrochimiques. Grâce à une interface graphique intuitive et des solveurs robustes, il permet de modéliser avec précision des architectures industrielles complexes. Actuellement, au même titre que des outils comme Aspen Plus, ChemCAD ou PRO/II, HYSYS occupe une place prépondérante dans l'ingénierie des procédés.

III.2.1. Avantages de l'utilisation d'Aspen HYSYS

L'intégration d'Aspen HYSYS dans notre projet apporte des avantages managériaux et techniques majeurs :

- Gain de temps et flexibilité : Permet de générer rapidement de multiples variantes de conception afin de converger vers la configuration optimale [12].
- Continuité du modèle : Le modèle développé reste exploitable durant tout le cycle de vie de l'unité, de la phase d'avant-projet à l'assistance technique en exploitation [13] .
- Rentabilité opérationnelle : Offre la possibilité d'évaluer l'impact financier et technique de modifications process avant tout investissement matériel [14].

III.2.2. Concepts fondamentaux et environnement de travail

La construction d'un modèle sous Aspen HYSYS repose sur l'articulation de plusieurs concepts clés :

- Fluid Package (Package Thermodynamique) : C'est le cœur de la simulation. Il définit la liste des constituants chimiques impliqués et sélectionne les modèles thermodynamiques (équations d'état comme Peng-Robinson, ou modèles de coefficients d'activité comme NRTL) adaptés au système pour calculer les équilibres liquide-vapeur et les enthalpies.
- Flowsheet (Schéma de procédé) : Environnement regroupant l'ensemble des courants de matière, d'énergie et des opérations unitaires interconnectés, partageant un même Fluid Package.
- Process Flow Diagram (PFD) : Représentation graphique interactive où l'ingénieur assemble visuellement son procédé à l'aide de la palette d'outils.

- Workbook : Interface tabulaire centralisant les résultats numériques (températures, pressions, fractions mères, débits) de tous les courants et équipements pour une analyse rapide.
- Simulation Case : Fichier global unique (portant l'extension .hsc) qui enrobe l'intégralité des données (thermodynamique, flowsheet, paramètres de calcul), constituant le projet de simulation [15].

III.3. Modélisation du procédé de décomposition de l'urée

La modélisation du procédé de décomposition d'urée par le logiciel Aspen HYSYS est représentée par la figure III.1.

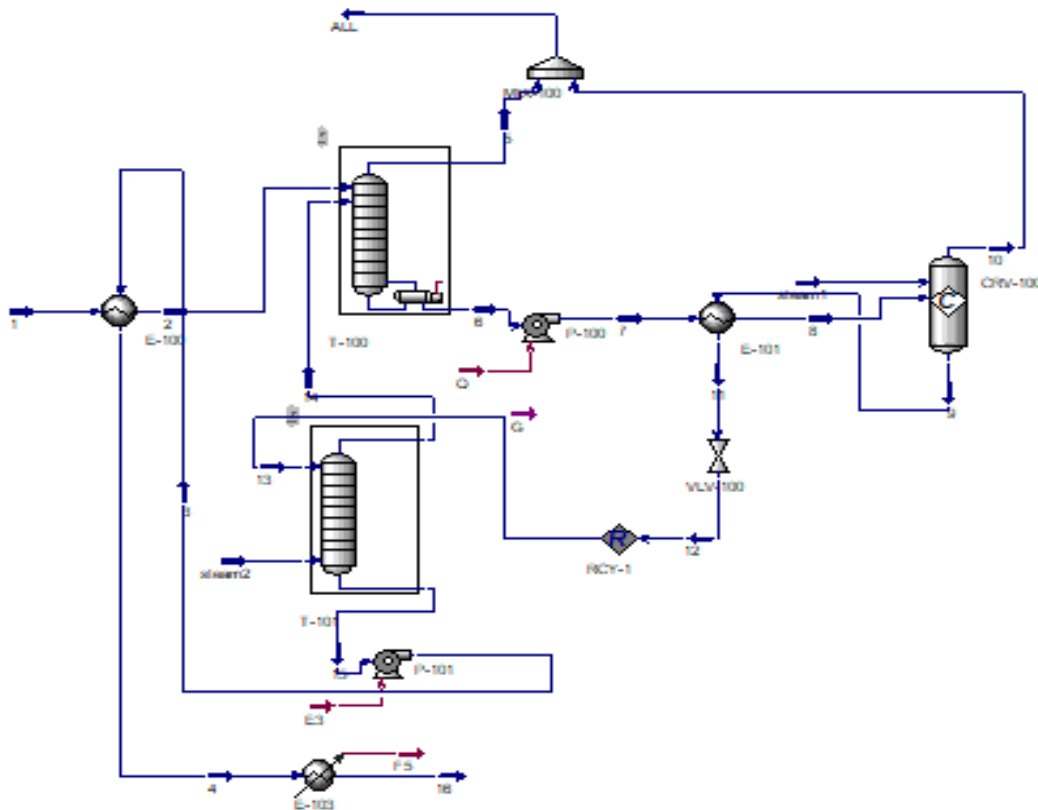


Figure III.1: Modélisation du procédé de décomposition de l'urée

Dans le modèle de simulation, le courant d'alimentation, composé d'eau, d'urée, d'ammoniac et de dioxyde de carbone, entre d'abord dans un absorbeur (Absorber), où le mélange est conditionné avant d'être dirigé vers l'hydrolyseur. À l'intérieur de l'hydrolyseur, l'urée est décomposée en ammoniac et en dioxyde de carbone. Le mélange est ensuite envoyé vers un deuxième absorbeur, utilisé dans la simulation en remplacement des deux unités de

stripping présentes dans l'installation réelle, afin de simplifier le modèle tout en conservant la fonction de séparation des gaz de la phase liquide.

La modélisation est effectuée par les étapes suivantes :

III.3.1. Composition du mélange

Le procédé commence par l'introduction des composés issus de la production de l'urée. La figure II.2 montre la composition du mélange au départ : H_2O , NH_3 , CO_2 et UREA .

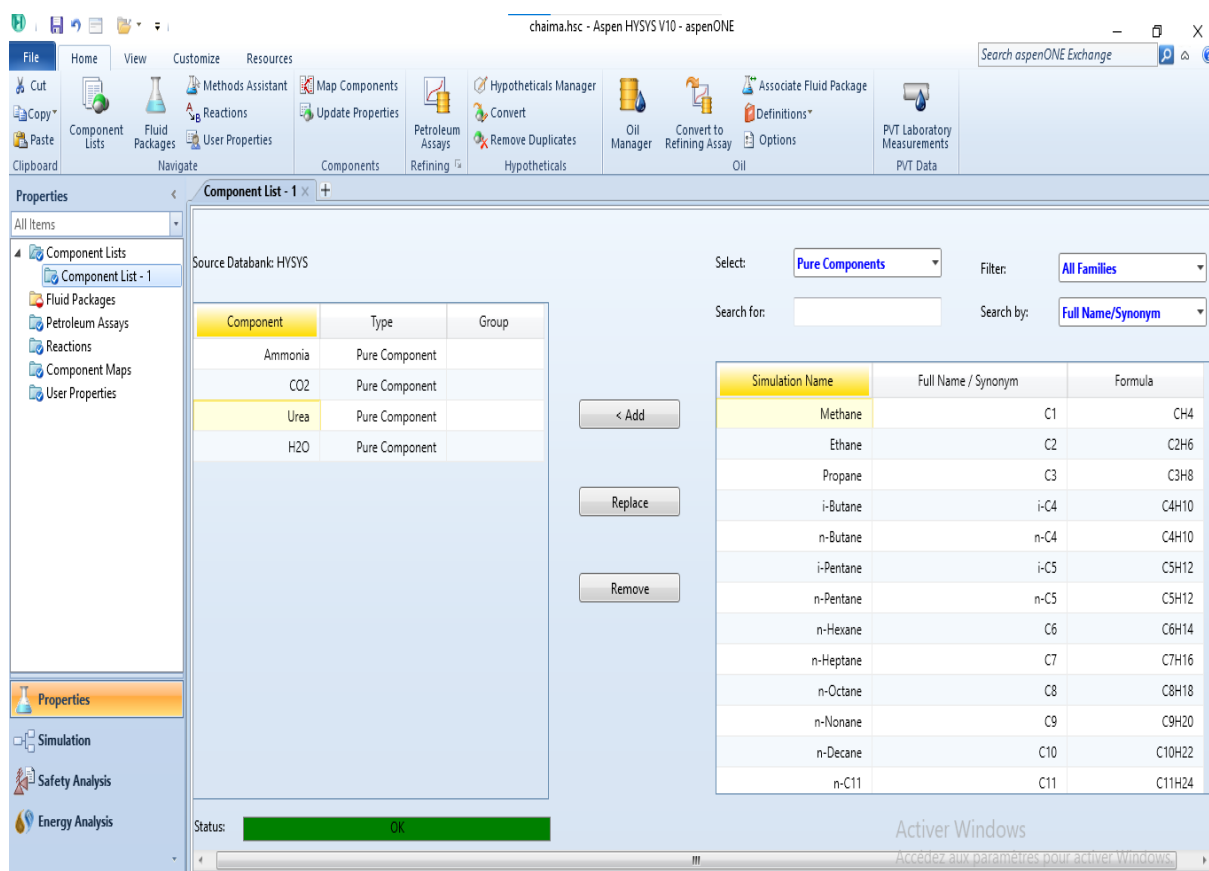


Figure III.2 : Composition du mélange

III.3.2. Choix du modèle thermodynamique

Le modèle thermodynamique NRTL (Non Random Two Liquid) a été choisi dans cette étude car il est particulièrement adapté aux systèmes non idéaux présentant des interactions importantes entre les composants comme indique la figure III.3. Ce modèle, basé sur la mécanique statistique et la théorie des cellules liquides, permet de représenter avec précision le comportement des mélanges lors des équilibres de phases liquide-vapeur, liquide-liquide et liquide-vapeur-liquide [15].

Dans le cadre de ce travail, le modèle NRTL a été utilisé pour la simulation de la séparation de l'eau et de l'urée. Il permet de décrire correctement les interactions intermoléculaires présentes dans ce type de mélange et d'obtenir des résultats proches du comportement réel du procédé. Ainsi, son utilisation améliore la précision et la fiabilité des résultats de simulation sous différentes conditions opératoires.

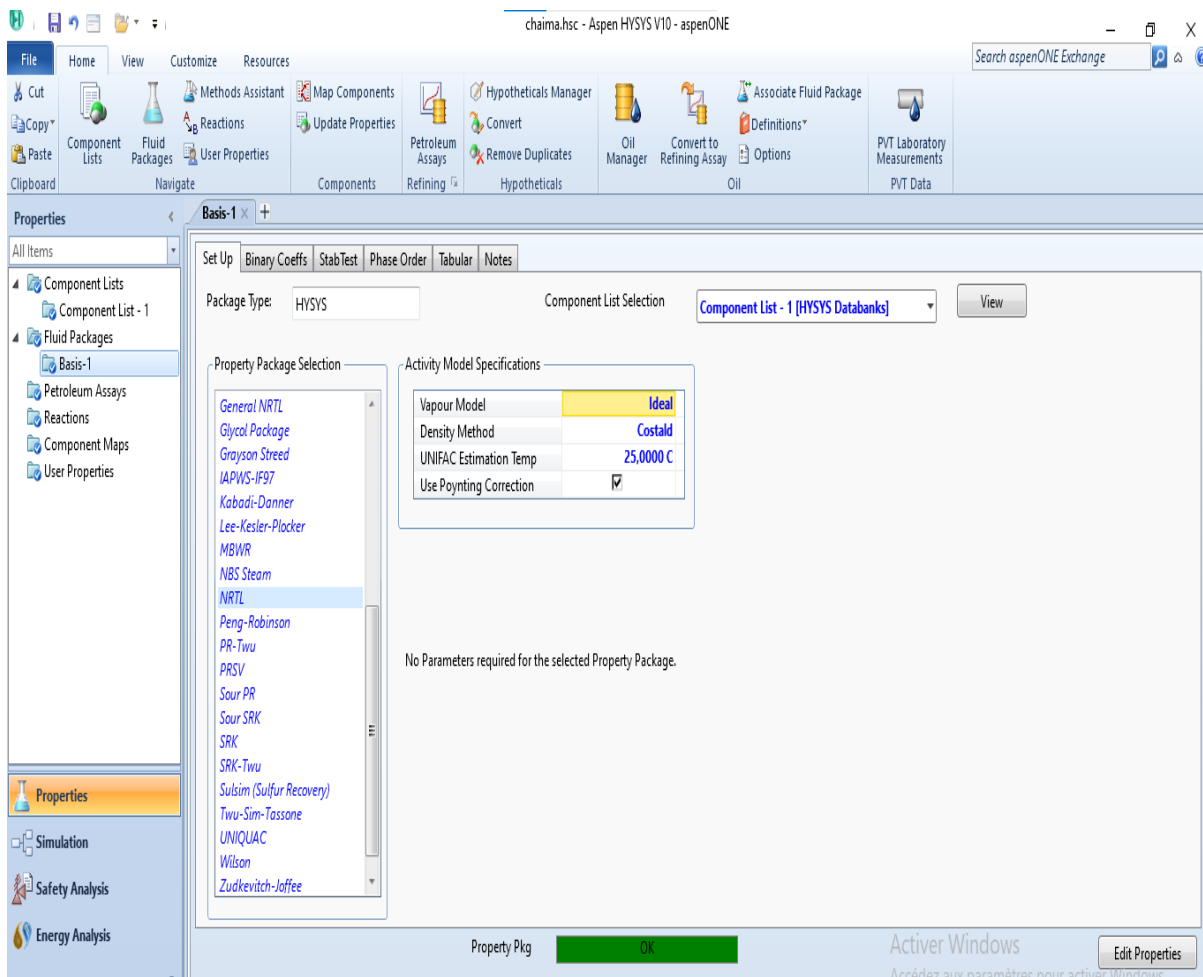


Figure III.3 : Choix du modèle thermodynamique

III.3.3. Modélisation de la réaction

La figure III.4 représente la réaction principale endothermique de l'hydrolyse de l'urée introduite.

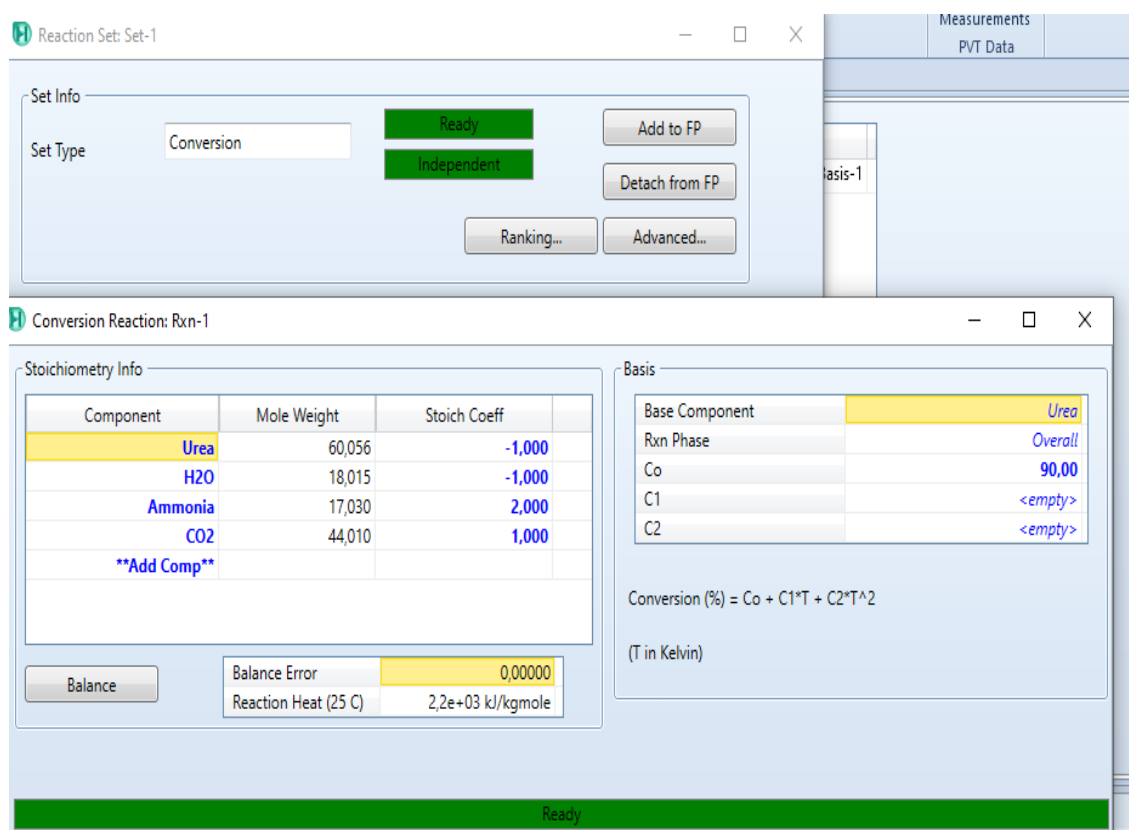


Figure III.4 : Modèle de réaction

Après saisie des entrées nécessaires, nous accédons à la partie simulation.

Tableau III.1 : Les fractions massiques des composants du mélange d'alimentation

Composant	Fraction massique
NH ₃	6,39
CO ₂	1,25
UREE	0 ,82
H ₂ O	91,54

III.3.4. Échangeur de chaleur

L'échangeur de chaleur présenté dans la figure III.5 constitue un équipement essentiel permettant le transfert thermique entre deux fluides afin d'assurer l'échange d'énergie au sein du procédé.

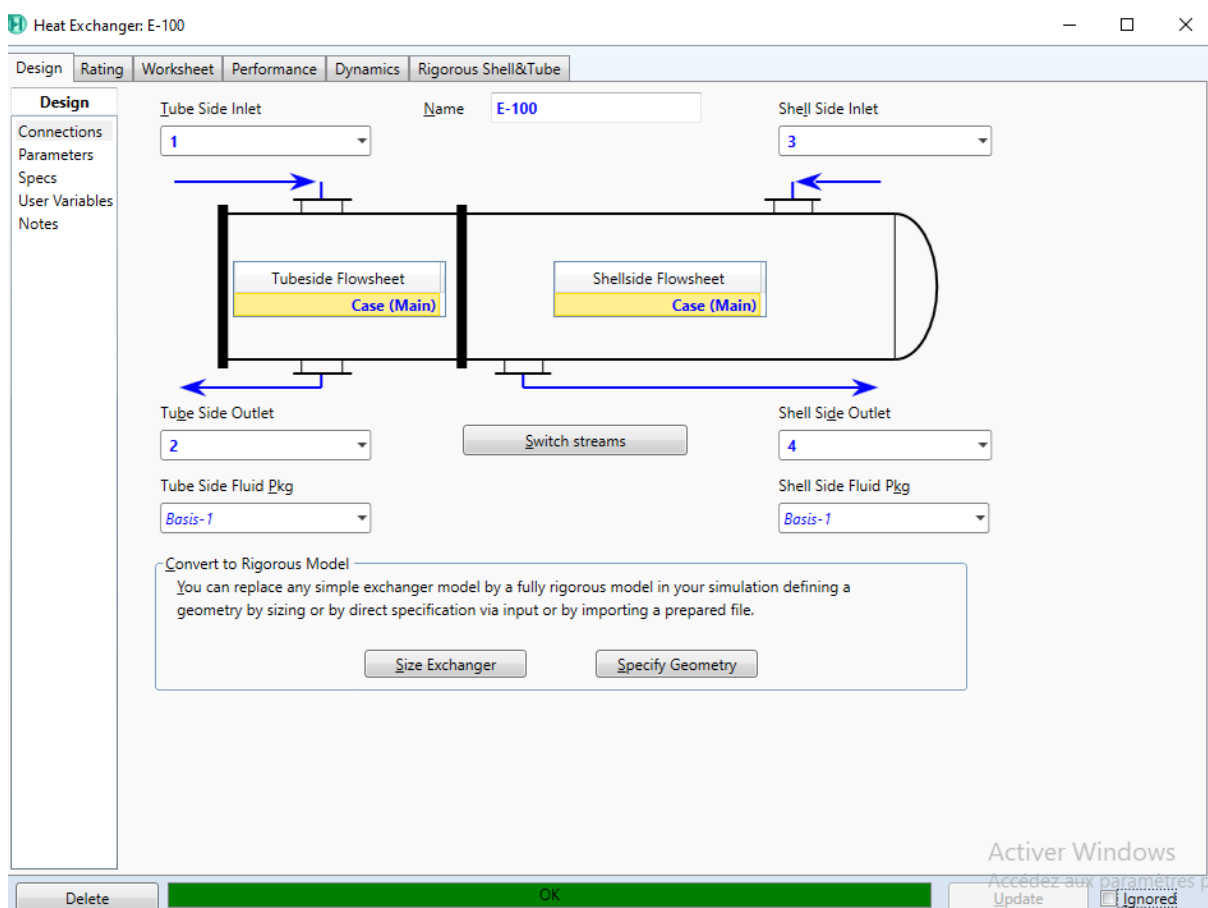


Figure III.5 : Échangeur de chaleur

Tableau III.2: Résultats de simulation des courants de l'échangeur de chaleur

Type	Courant	T(°C)	Pression (bar)	Débit molaire (kmol /h)
Entrée froid	1	45	10,07	4231
Sortie chaud	2	90	3,67	4231
Entrée chaud	3	153,4	7,47	4935
Sortie froid	4	110,3	7,47	4935

III.3.5. Absorbeur avec rebouilleur

Le mélange chaud entre dans l'absorbeur avec rebouilleur, où la séparation s'effectue par absorption. Le gaz est évacué par le haut de la colonne tandis que la phase liquide est récupérée par le bas.

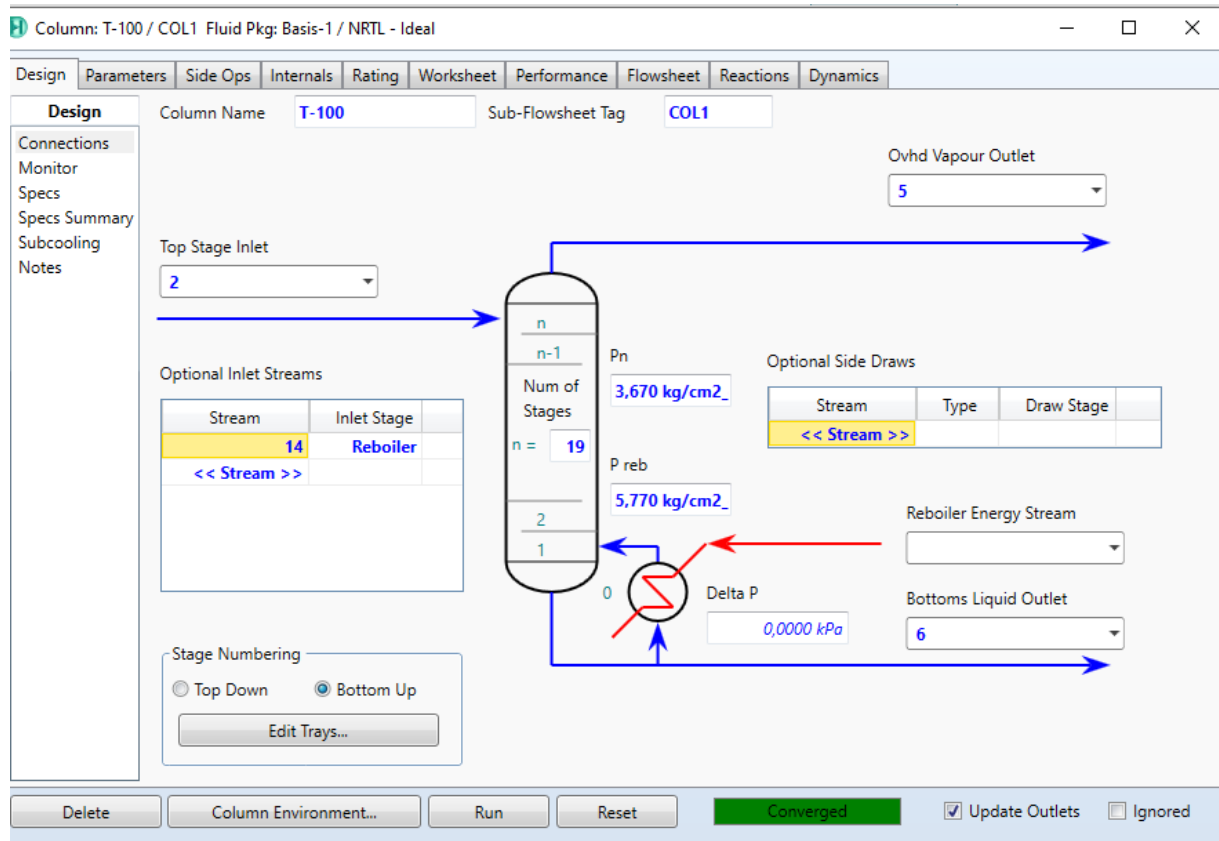


Figure III.6 : Absorbeur avec rebouilleur

Column: T-100 / COL1 Fluid Pkg: Basis-1 / NRTL - Ideal

DesignParametersSide OpsInternalsRatingWorksheetPerformanceFlowsheetReactionsDynamics

Worksheet

ConditionsPropertiesCompositionsPF Specs

Name	1 @COL1	V @COL1	5 @COL1	87 @COL1
Vapour	0,0211	1,0000	1,0000	0,0000
Temperature [C]	90,00	148,2	116,6	162,0
Pressure [kg/cm2_g]	3,670	3,670	3,670	5,770
Molar Flow [kgmole/h]	4231	1407	527,4	5110
Mass Flow [kg/h]	76948,00	25484,20	9926,405	92505,80
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	80,20	25,77	13,40	92,57
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2,651e+005	-2,357e+005	-1,340e+005	-2,742e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	36,59	125,6	184,6	36,11
Heat Flow [kJ/h]	-1,122e+009	-3,316e+008	-7,068e+007	-1,401e+009

Delete

Column Environment...

Run

Reset

Converged

☒ Update Outlets

☐ Ignored

Figure III.7: Résultats de la simulation d'absorbeur avec rebouilleur

Tableau III.3 : Résultats de sortie d'absorbeur avec rebouilleur

Paramètres	Design	Simulation par NRTL	Erreur %
Température(°C)	145	162	12
Débit molaire (kmol /h)	4878,1	5110	5

Tableau III.4 : Comparaison des fractions massiques entre le stripper et absorbeur avec rebouilleur

Fraction massique	Design	Simulation par NRTL
w_{NH_3}	0,005	0,00064
w_{CO_2}	0,001	0,00003
$w_{\text{urée}}$	0,0071	0,00622
$w_{\text{H}_2\text{O}}$	0,9869	0,99250

Lors de la comparaison des fractions massiques obtenues par simulation sous Aspen HYSYS avec les données du PFD, une bonne concordance a été observée pour l'eau et l'urée. En revanche, des écarts significatifs ont été constatés pour les concentrations de l'ammoniac (NH_3) et du dioxyde de carbone (CO_2).

Ces différences peuvent être expliquées par le fait que le schéma industriel d'origine est basé sur une opération de stripper, alors que l'unité a été représentée dans Aspen HYSYS par un absorbeur (Absorber) en raison de la disponibilité limitée des données nécessaires à la modélisation exacte de la colonne de stripper.

Dans une opération de stripper, les gaz volatils sont éliminés de la phase liquide à l'aide d'un courant de vapeur ou d'un gaz de stripper, ce qui favorise le transfert de quantités importantes de NH_3 et de CO_2 entre les phases liquide et gazeuse.

En revanche, dans un absorbeur, le mécanisme de transfert de matière est différent et repose principalement sur l'absorption des composants gazeux dans la phase liquide. Par conséquent, la répartition du NH_3 et du CO_2 entre les courants de sortie liquide et gazeux diffère de celle observée dans le procédé réel représenté par le PFD, ce qui explique leurs faibles concentrations dans les résultats de simulation par rapport aux données industrielles.

Concernant l'eau et l'urée, les valeurs obtenues restent relativement proches de celles du PFD, car ces deux composants constituent la majeure partie de la phase liquide. L'impact du changement de modèle de séparation sur leur répartition demeure donc limité par rapport aux composants volatils tels que l'ammoniac et le dioxyde de carbone.

Les figures III.8 et III.9 représentent les profils de température et de pression au sein de l'absorbeur avec rebouilleur.

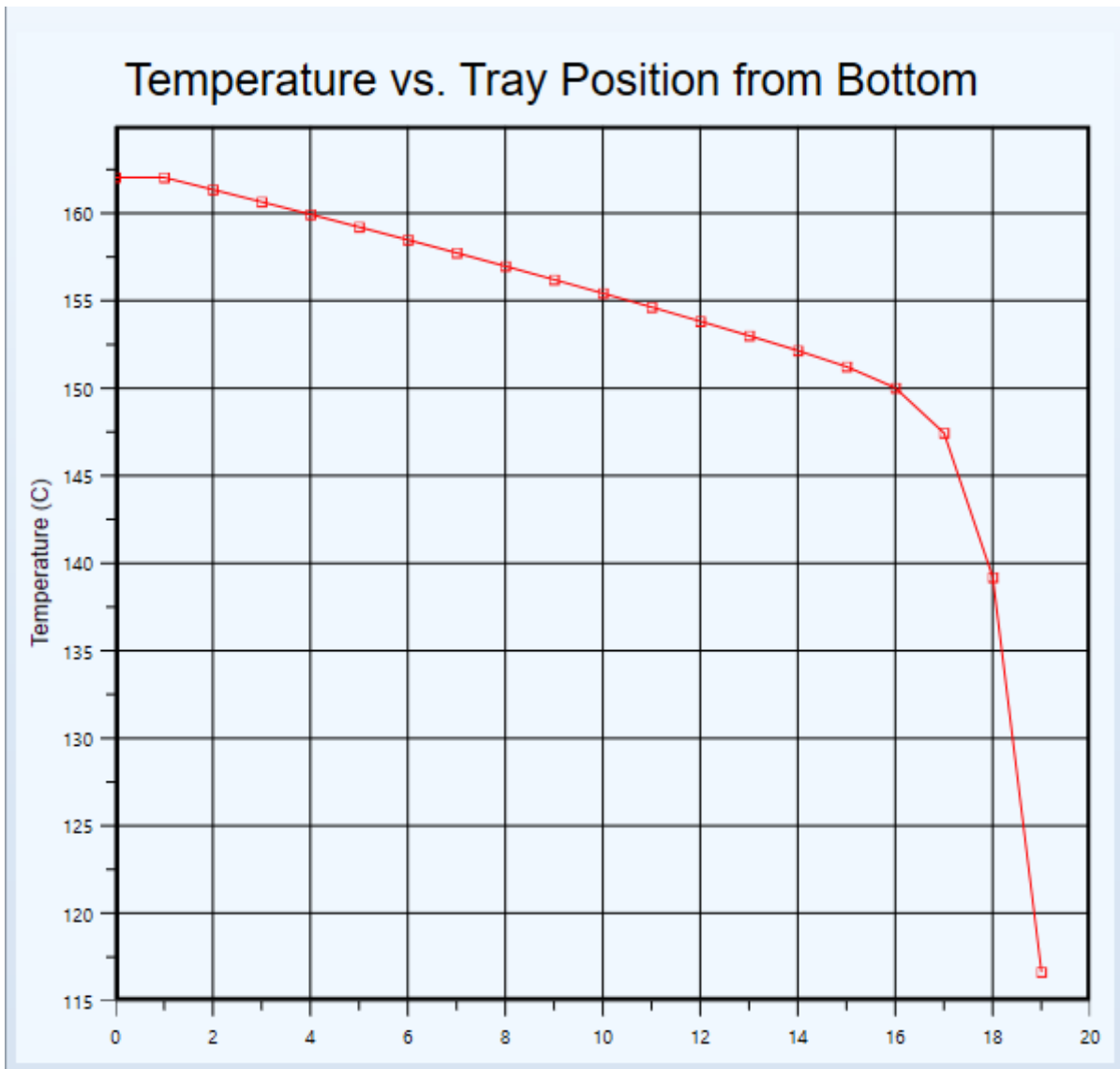


Figure III.8: Profil de température en fonction de la position des plateaux dans l'absorbeur à rebouilleur T-100.

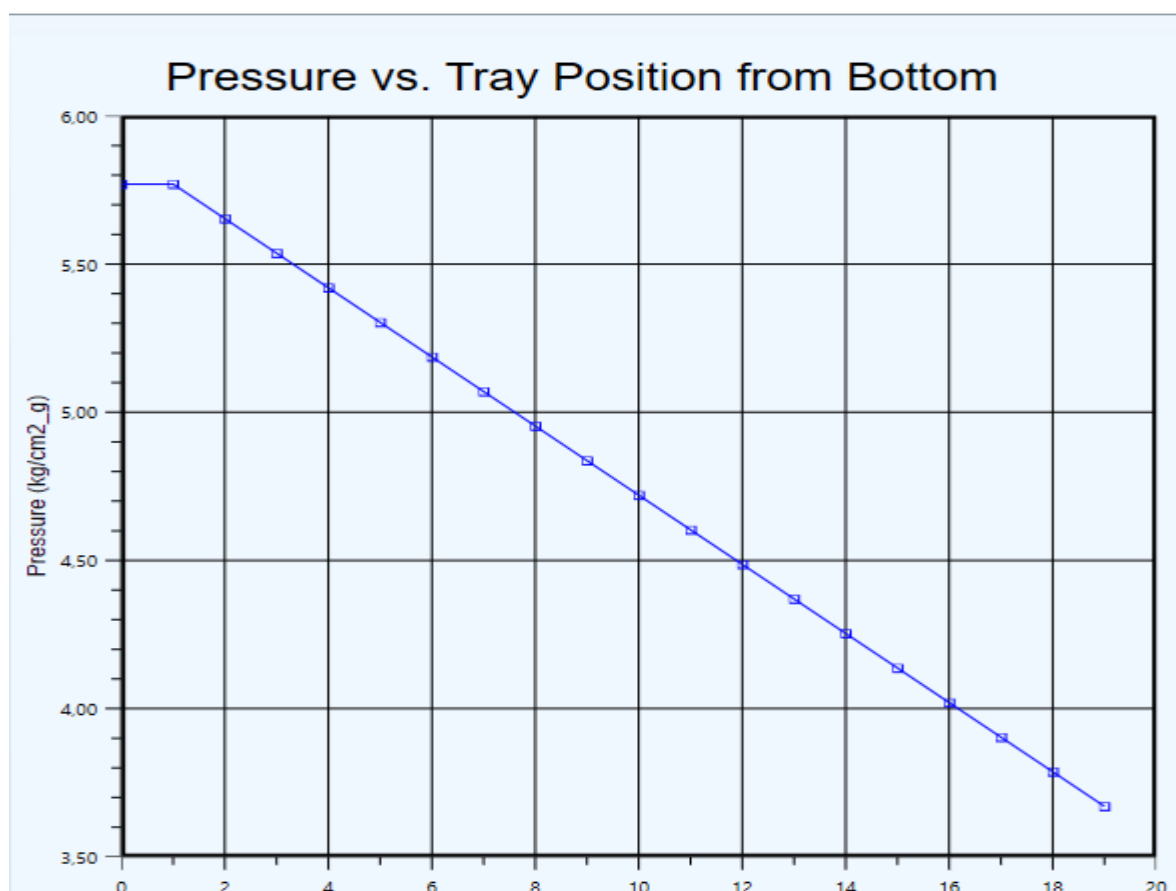


Figure III.9 : Profil de pression en fonction de la position des plateaux dans l'absorbeur à rebouilleur T-100.

L'analyse des profils de la colonne T-100 montre une évolution logique des paramètres thermodynamiques le long des plateaux. D'une part, le profil de température (figure III.8) enregistre une valeur maximale au fond (162°C) due à l'apport thermique du rebouilleur, puis diminue progressivement vers le sommet (116°C) sous l'effet de l'alimentation et de la vaporisation des gaz (NH₃ et CO₂). D'autre part, le profil de pression (figure III.9) présente une décroissance linéaire régulière de la base (5,78 bar) vers la tête (3,65 bar). Cette diminution progressive représente la perte de charge naturelle nécessaire comme force motrice pour l'ascension des vapeurs, tout en confirmant la stabilité hydrodynamique et l'absence d'engorgement au niveau des plateaux.

Avant de procéder au calcul des concentrations des espèces ioniques à partir de la conductivité électrique, il est important de préciser que l'urée n'est pas prise en compte dans ce calcul. Cela s'explique par le fait qu'il s'agit d'un composé organique neutre et non électrolytique, c'est-à-dire qu'elle ne se dissocie pas dans l'eau en ions chargés. Or, la

conductivité électrique dépend essentiellement du mouvement des ions dans la solution. Par conséquent, la contribution de l'urée à la conduction du courant électrique est quasiment nulle par rapport aux ions principaux tels que NH_4^+ et HCO_3^- . Elle est donc négligée dans le modèle de calcul, qui ne considère que les espèces ioniques actives du milieu.

III.3.6. Caractéristiques de la pompe

Pump: P-100

Design	Rating	Worksheet	Performance	Dynamics
Worksheet				
Conditions	Vapour	0,0000	0,0000	<empty>
Properties	Temperature [C]	162,0	162,6	<empty>
Composition	Pressure [kg/cm2_g]	5,770	33,97	<empty>
PF Specs	Molar Flow [kgmole/h]	5110	5110	<empty>
	Mass Flow [kg/h]	92505,80	92505,80	<empty>
	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	92,57	92,57	<empty>
	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2,742e+005	-2,741e+005	<empty>
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	36,01	36,06	<empty>
	Heat Flow [kJ/h]	-1,401e+009	-1,401e+009	3,816e+005

Delete OK ☒ On ☐ Ignored

Figure III.10 : Résultats de la simulation de la pompe

D'après les résultats de simulation de la pompe P-100 illustrés dans la figure III.9, on observe une augmentation nette de la pression, qui passe de **5,77 bar** (courant 6) à **33,97 bar** (courant 7).

Cette élévation de pression (un delta de **28,2 bar**) est indispensable en amont du réacteur d'hydrolyse pour deux raisons :

- Maintenir la charge en phase liquide et éviter sa vaporisation précoce à haute température.
- Vaincre les pertes de charge hydrauliques dans les échangeurs thermiques et les vannes situés en aval.

Tableau III.5 : Résultats simplifiés de la simulation de la pompe

Paramètre	Entrée	Sortie
Température (°C)	162	162,6
Pression (bar)	6,67	34,33

III.3.7. Paramètres de l'hydrolyseur

L'hydrolyseur est une unité essentielle du procédé, alimentée par un mélange d'eau, d'urée, d'ammoniac et de dioxyde de carbone. À l'intérieur de cette unité, l'urée subit une hydrolyse et se transforme en ammoniac et en dioxyde de carbone. Dans la simulation réalisée sous Aspen Plus, un taux de décomposition de l'urée de 90 % a été adopté. La figure suivante présente le design de l'hydrolyseur utilisé dans cette étude.

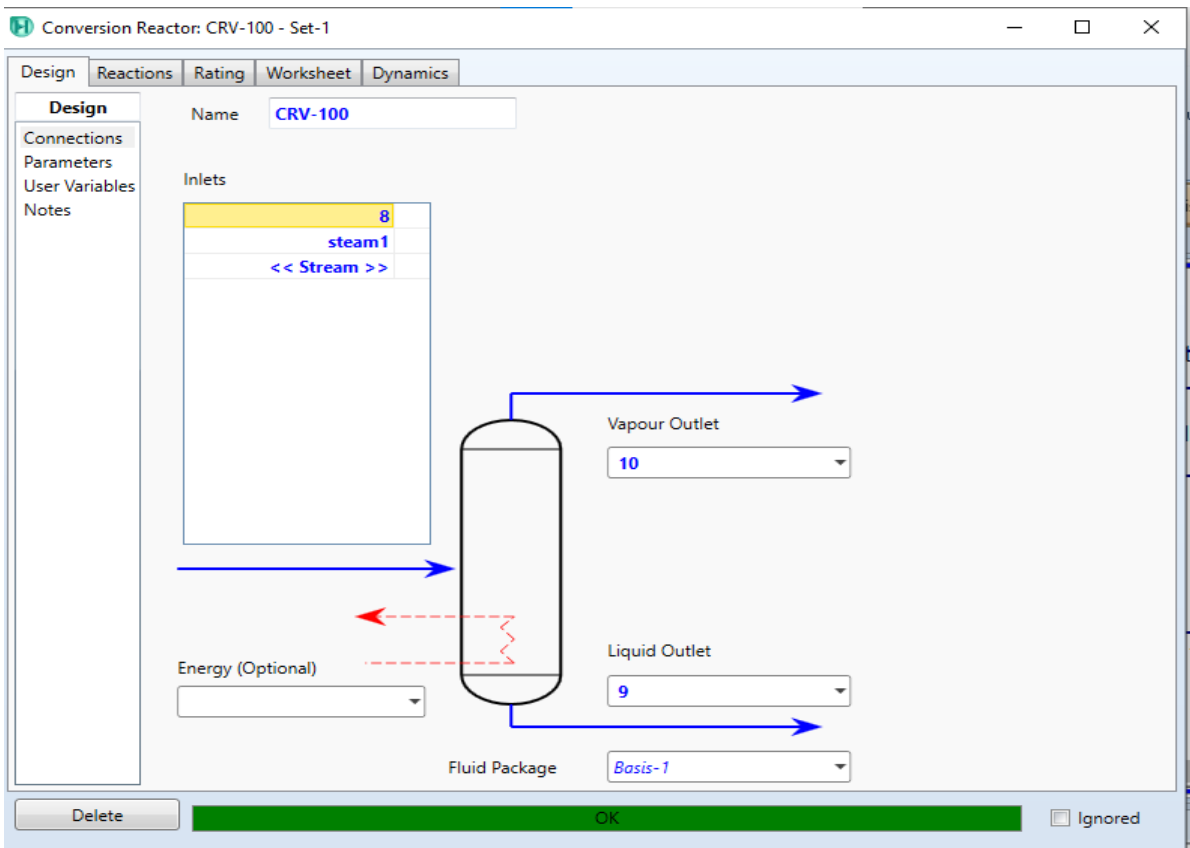


Figure III.11 : Paramètres de l'hydrolyseur

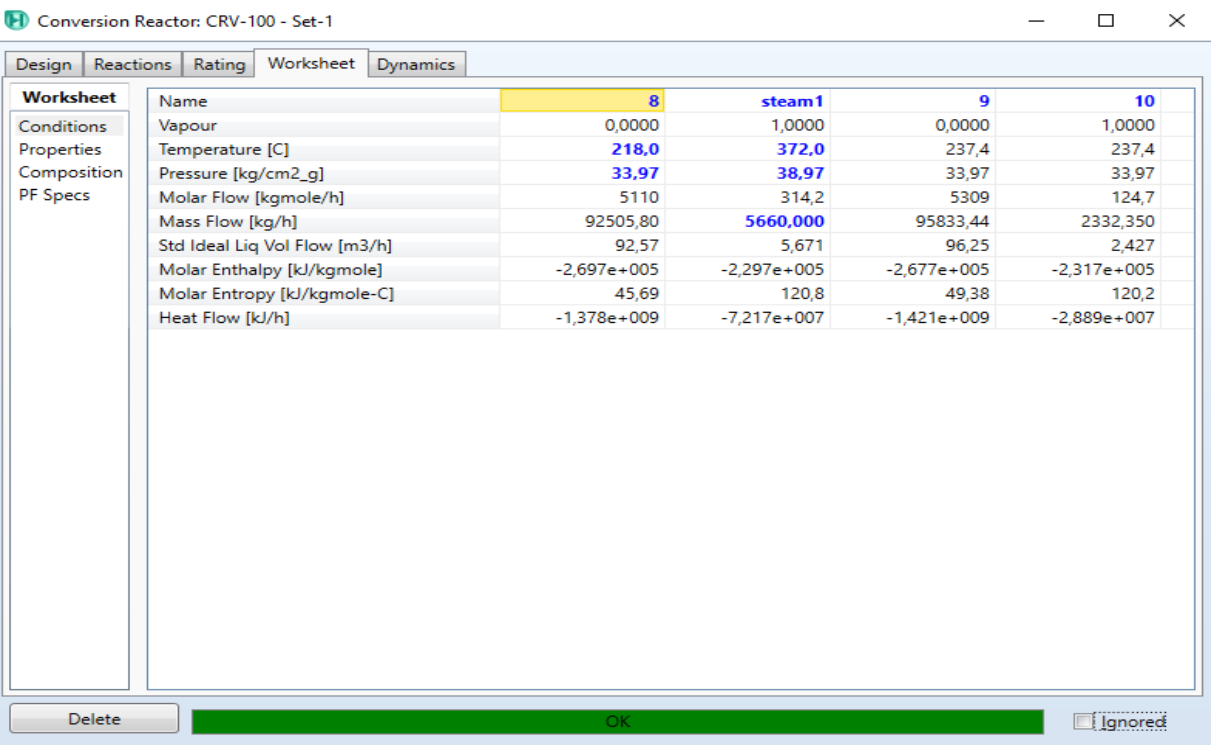


Figure III.12: Résultats de la simulation de l'hydrolyseur

Tableau III.6 : Résultats de simulation des courants d'hydrolyseur

Paramètres	Design	Simulation par NRTL	Erreur %
Température(°C)	235	237,4	1
Débit molaire (kmol /h)	5055,6	5309	4,77

III.3.8. Simulation de l'absorbeur

Le mélange issu de la réaction est envoyé vers l'unité d'absorption, où une séparation s'effectue entre la phase gazeuse et la phase liquide. Dans cette unité, les gaz constitués d'ammoniac et de dioxyde de carbone sont absorbés dans le milieu liquide, tandis que l'eau est récupérée séparément. Cette opération permet d'améliorer l'efficacité de la séparation et la récupération des espèces gazeuses. La figure suivante présente le design de l'unité d'absorption utilisé dans Aspen HYSYS.

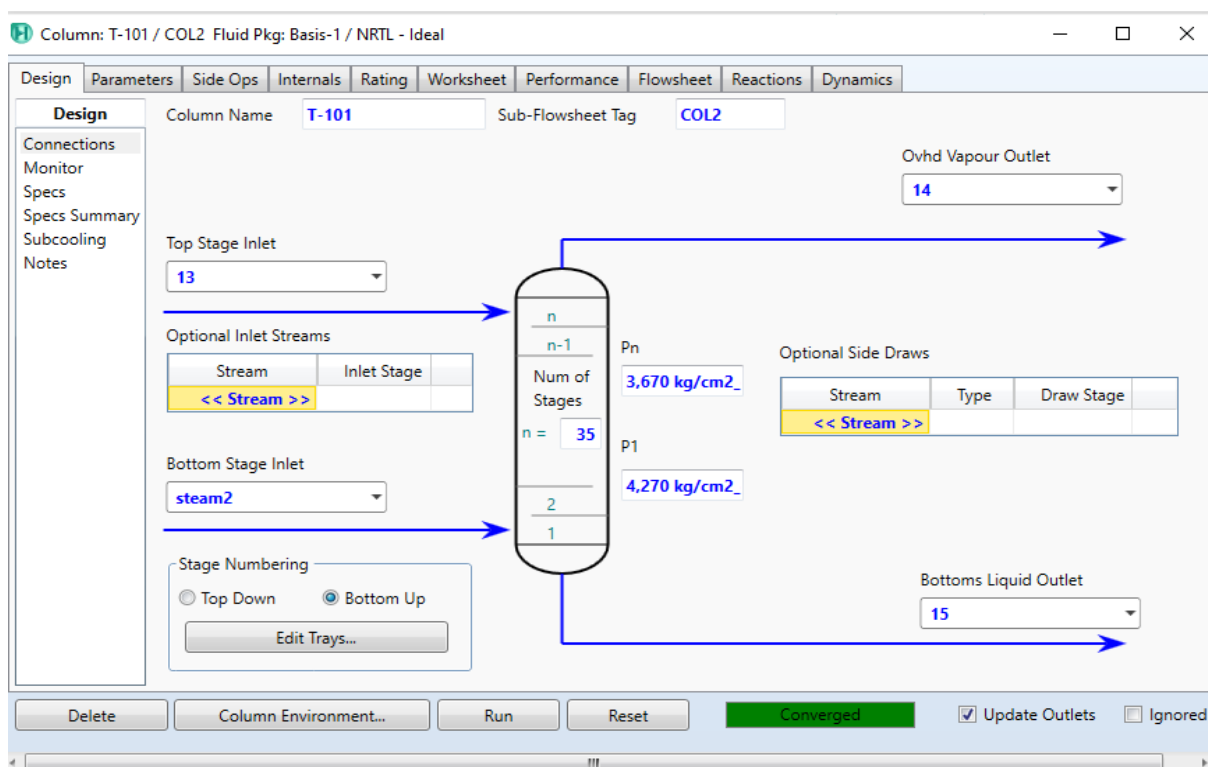


Figure III.13 : Profil de l'absorbeur

Column: T-101 / COL2 Fluid Pkg: Basis-1 / NRTL - Ideal

Design	Parameters	Side Ops	Internals	Rating	Worksheet	Performance	Flowsheet	Reactions	Dynamics
Worksheet									
Conditions	Name	91-H @COL2	92 @COL2	V @COL2	85 @COL2				
Properties	Vapour	0,0813	1,0000	1,0000	0,0000				
Compositions	Temperature [C]	147,3	163,0	148,2	153,3				
PF Specs	Pressure [kg/cm2_g]	3,670	5,770	3,670	4,270				
	Molar Flow [kgmole/h]	5318	1024	1407	4935				
	Mass Flow [kg/h]	95989,42	18450,00	25484,20	88955,21				
	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	96,40	18,49	25,77	89,12				
	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2,720e+005	-2,371e+005	-2,357e+005	-2,751e+005				
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	40,74	121,1	125,6	33,84				
	Heat Flow [kJ/h]	-1,447e+009	-2,428e+008	-3,316e+008	-1,358e+009				

☒ Update Outlets
 ☐ Ignored

Figure III.14: Résultats de la simulation d'absorbeur

Tableau III.7 : Résultats de sortie d'absorbeur

Paramètres	Design	Simulation par NRTL	Erreur %
Température(°C)	153	153,3	0,2
Débit molaire (kmol /h)	4910,1	4935	0,5

Après avoir présenté les résultats de la séparation de l'eau et de l'urée, il est nécessaire d'aborder le courant gazeux obtenu à la sortie supérieure de l'unité, reliant la section de Stripper à l'unité d'Hydrolyse. Ce courant contient les composants les plus volatils séparés au cours du procédé. Le tableau suivant présente une comparaison des composants de ce courant ainsi que de leurs débits, tels qu'ils sont indiqués dans le PFD et tels qu'ils ont été obtenus par simulation à l'aide d'Aspen HYSYS.

Tableau III.8 : Comparaison des fractions massiques des composants du courant gazeux

Fraction massique	Design	Simulation par NRTL	Erreur %
w_{NH_3}	0,4158	0,4271	2,7
w_{CO_2}	0,1122	0,1125	0,2
$w_{\text{urée}}$	0	0	0
$w_{\text{H}_2\text{O}}$	0,472	0,4604	2,4

III.4. Estimation de la concentration des ions à partir de la conductivité de la solution

- **Données expérimentales**

La conductivité électrique mesurée de l'eau est

$$\sigma = 25 \mu\text{S/cm}$$

À une température de : $T = 50^\circ\text{C}$

La masse volumique de la solution obtenue à partir de Aspen HYSYS est

$$\rho = 988,7 \text{ kg/m}^3$$

On suppose que la conductivité de la solution est principalement due aux ions ammonium NH_4^+ et bicarbonate HCO_3^- :

- **Loi de Kohlrausch**

La conductivité électrique d'une solution ionique est donnée par la loi de Kohlrausch :

$$\sigma = \sum \lambda_i C_i$$

Pour estimer les valeurs de la concentration des ions, on suppose $[\text{NH}_4^+] = [\text{HCO}_3^-]$.

Dans cette étude, l'équation devient :

$$\sigma = (\lambda_{\text{NH}_4^+} + \lambda_{\text{HCO}_3^-}) \times C$$

3. Conductivités molaires ioniques

Les conductivités molaires ioniques à 50°C sont :

$$\lambda_{\text{NH}_4^+} = 98 \text{ S} \cdot \frac{\text{cm}^2}{\text{mol}}$$

$$\lambda_{\text{HCO}_3^-} = 60 \text{ S} \cdot \frac{\text{cm}^2}{\text{mol}}$$

Ainsi :

$$\lambda_{\text{tot}} = 98 + 60 = 158 \text{ S} \cdot \frac{\text{cm}^2}{\text{mol}}$$

En remplaçant les valeurs numériques :

$$C = (25 \times 10^{-6}) / 158$$

$$C = 1,58 \times 10^{-4} \text{ mol/L}$$

Ainsi :

$$[\text{NH}_4^+] = [\text{HCO}_3^-] = 1,58 \times 10^{-4} \text{ mol/L}$$

• **Calcul de la concentration massique de NH_4^+**

La masse molaire de l'ion ammonium est :

$$M_{\text{NH}_4^+} = 18 \text{ g/mol}$$

La concentration massique est donnée par :

$$C_m = C \times M$$

$$C_m (\text{NH}_4^+) = (1,58 \times 10^{-4}) \times 18$$

$$C_m (\text{NH}_4^+) = 2,84 \times 10^{-3} \text{ g/L}$$

Calcul de la fraction massique de HCO_3^-

La masse molaire de l'ion bicarbonate est :

$$M_{\text{HCO}_3^-} = 61 \text{ g/mol}$$

La concentration massique est :

$$C_m (\text{HCO}_3^-) = (1,58 \times 10^{-4}) \times 61$$

$$C_m (\text{HCO}_3^-) = 9,64 \times 10^{-3} \text{ g/L}$$

La fraction massique est donnée par :

$$W_i = C_m / \rho$$

avec : $\rho = 988,7 \text{ g/L}$

Pour NH_4^+ :

$$w_{\text{NH}_4^+} = (2,84 \times 10^{-3}) / 988,7$$

$$w_{\text{NH}_4^+} = 2,87 \times 10^{-6}$$

Pour HCO_3^- :

$$w_{\text{HCO}_3^-} = (9,64 \times 10^{-3}) / 988,7$$

$$w_{\text{HCO}_3^-} = 9,75 \times 10^{-6}$$

En se basant sur la conductivité de référence maximale de 25 $\mu\text{S}/\text{cm}$ fixée par l'entreprise, les concentrations des ions NH_4^+ et HCO_3^- correspondantes ont été déterminées. Les calculs ont permis d'estimer une concentration molaire maximale admissible de $1.58 \times 10^{-4} \text{ mol/L}$. Cette valeur est utilisée comme critère de contrôle de la qualité de l'eau produite ; tout dépassement de cette limite traduit une augmentation de la charge ionique du milieu et nécessite l'orientation du flux vers un traitement complémentaire ou un recyclage.

Conclusion générale

Conclusion générale

Conclusion générale

Cette étude a été réalisée au niveau du complexe AOA (Algérienne Omanaise des Engrais) situé à Arzew (wilaya d'Oran), une filiale spécialisée dans la production d'engrais azotés, ainsi que dans la production d'ammoniac et d'urée. Ce travail a été effectué au sein de la même entreprise dans le cadre de l'étude et de l'optimisation d'une unité de production d'urée.

Dans ce travail, on s'est intéressé au procédé de séparation de l'eau et de l'urée en utilisant les techniques de Stripper et d'Hydrolyse, en commençant par une présentation des différentes étapes de production de l'urée afin de mieux comprendre le déroulement global du procédé industriel et le fonctionnement de l'unité.

Ensuite, le principe de fonctionnement du procédé étudié a été expliqué étape par étape, depuis les conditions opératoires dans l'unité jusqu'aux étapes finales de traitement, en mettant en évidence le rôle des opérations de Stripper et d'Hydrolyse dans l'amélioration de l'efficacité de séparation et la qualité du produit final.

Dans ce contexte, la conductivité a été mentionnée comme un indicateur important de la qualité du milieu. Une valeur de référence de $25 \mu\text{S}/\text{cm}$ a été adoptée comme seuil permettant d'évaluer l'état de la solution, sur la base duquel la solution est soit acceptée en tant que produit final, soit renvoyée vers une étape de purification afin de respecter les spécifications requises.

Une simulation a également été réalisée à l'aide du logiciel Aspen HYSYS, en utilisant le modèle thermodynamique NRTL, avec comparaison des résultats obtenus avec le schéma de procédé industriel (PFD) basé sur une unité de Stripper. Étant donné l'absence du modèle de stripper dans le simulateur, l'unité a été représentée par un absorbeur comme approximation, en raison de la similarité du principe de transfert de matière.

Les résultats de la comparaison ont montré un écart très faible entre le modèle et la simulation, ce qui démontre la possibilité de représenter correctement le procédé dans l'environnement de simulation et confirme la précision du modèle utilisé pour approcher le comportement réel de l'unité industrielle.

En conclusion, ce travail a permis de mieux comprendre et d'améliorer le procédé de séparation de l'eau et de l'urée. Il a également démontré l'efficacité du modèle Aspen

Conclusion générale

HYSYS dans la simulation du comportement réel de l'unité industrielle, en tant qu'outil efficace pour le suivi des performances, l'optimisation des conditions opératoires et la réduction des écarts entre la conception et l'exploitation réelle.

Enfin, les résultats obtenus montrent que la modélisation reste globalement acceptable et précise par rapport aux données industrielles, ce qui confirme l'intérêt de ce type d'outils pour l'amélioration et le développement des unités de production d'urée à l'avenir

Références bibliographiques

Références bibliographiques

- [1] H. N. NJENGA « chimie industrielle minérale partie 2, université of Nairobi and William Wan solo », 2001.
- [2] BOUKHRIS Mouniet Nefouss et MEBCHICHE Zineb, Étude du décomposeur 022E001 et du laveur 022E003 de la boucle de synthèse de l'urée au niveau du complexe Sorfert d'Arzew, Mémoire de Master en Génie des procédés, Université M'hamed Bougara de Boumerdès, 2016.
- [3] Manuel opératoire du complexe Sofert d'Arzew.
- [4] El Mechta Mohammed Fayçal et Ettayeby Kamel Eddine, « Rapport de stage », Institut National Spécialisé en Formation Professionnelle (INSFP ES-SENIA), Oran, de stage, 2019 2018.
- [5] Document interne AOA.
- [6] MAHMOUDI, N. (2022). Dimensionnement du condenseur de la centrale thermique de Draouch. Mémoire de Master, Université Badji Mokhtar Annaba, Algérie.
- [7] Industrial patent: "Urea hydrolysis method of low-concentration urea aqueous solution", describing the treatment of industrial wastewater by hydrolysis and stripping for ammonia and CO₂ recovery.
- [8] ANTROPOV L.I., Electrochimie Théorique, Edition Mir, Moscou ,1979.
- [9] BENSMINE, M. et LOURI, A. (2022). Utilisation du simulateur « Aspen HYSYS » dans l'étude de l'augmentation de la charge de la colonne V602 du complexe CP1/Z. Mémoire de Master en Génie des Procédés, option Génie Pétrochimique, Université Abdel Hamid Ben Badis de Mostaganem, Algéri.
- [10] R. Gicquel, Systèmes énergétiques, vol. 1. Presses des MINES, 2009.
- [11] A. DJEBBARI, « SIMULATION D'UNE UNITÉ DE PRODUCTION DE MÉTHANOL A L'AIDE DE L'ASPEN PLUS-HYSYS », Master's Thesis.
- [12] « Etude de l'effet de l'augmentation de charge GPL (10%) sur l'unité de production du propane dans le module commun champ de Hassi R'mel », 2018. ع.، والكيم، ع.، بيات، ع.، بكوش، ع.، والحكيم، ع.
- [13] R. BOULAGUESSA et M. KERBOUCHE, « Dimensionnement et vérification des Paramètres de fonctionnement d'un régénérateur d'amine de l'unité décarbonatation usine CPF au RNS », PhD Thesis, 2222, غرداية جامعة.
- [14] G. Youcef, « OPTIMISATION DES PARAMETRES DE FONCTIONNEMENT DE L'UNITE DE DECARBONATATION DE CPF QH DE RHOURE NOUSS », 2016.
- [15] A. O. Molina, « Méthodologie pour le placement des capteurs à base de méthodes de classification en vue du diagnostic », PhD Thesis, INSA de Toulouse, 2005.



ملخص

تتناول هذه المذكرة دراسة المياه الناتجة عن إنتاج اليوريا على مستوى مركب البتروكيميايات (الشركة الجزائرية العمانية، للأسمدة)، بهدف إزالة اليوريا وتحسين جودة المياه الصناعية. وقد تم التطرق بإيجاز إلى مراحل إنتاج اليوريا ثم دراسة معالجة المياه الناتجة بالاعتماد على تفكيك اليوريا داخل وحدة الهيدروليز وفصل الغازات المتكونة بواسطة وحدة الستريبنغ .

تم تحليل مختلف مراحل العملية والوحدات التشغيلية والمعدات المستعملة، كما تم استخدام برنامج اسبن هايسيس لمحاكاة النظام ودراسة سلوكه، مع مقارنة نتائج المحاكاة بمخطط تدفق العملية لتقييم الأداء والتحقق من دقة النموذج . كما اعتمدت الناقلية الكهربائية، معيارًا لتقييم جودة المياه الصناعية .

الكلمات المفتاحية: اليوريا، الهيدروليز، الستريبنغ، المياه الصناعية، الناقلية الكهربائية، أسبن هايسيس، المحاكاة، النمذجة.

Résumé

Ce mémoire porte sur l'étude des eaux issues de la production d'urée au niveau du complexe pétrochimique de la Société Algéro-Omanaise des Engrais (AOA), dans le but d'éliminer l'urée et d'améliorer la qualité des eaux industrielles. Les principales étapes de la production d'urée ont été brièvement présentées, puis le traitement des eaux a été étudié en s'appuyant sur la décomposition de l'urée dans un hydrolyseur, suivie de la séparation des gaz dans un stripper.

Les différentes étapes du procédé, les unités de fonctionnement et les équipements utilisés ont été analysés. Le logiciel Aspen HYSYS a été utilisé pour simuler le procédé et étudier son comportement, puis les résultats de la simulation ont été comparés au schéma de procédé afin d'évaluer les performances et de valider le modèle. La conductivité électrique a également été utilisée comme critère d'évaluation de la qualité des eaux industrielles.

Mots-clés : Urée, hydrolyse, stripper, eaux industrielles, conductivité électrique, Aspen HYSYS, simulation, modélisation.

Abstract

This dissertation focuses on the study of wastewater generated during urea production at the petrochemical complex of the Algerian-Omani Fertilizer Company (AOA), with the aim of removing urea and improving industrial water quality. The main stages of urea production are briefly presented, followed by the study of wastewater treatment based on urea decomposition in a hydrolyzer and gas separation in a stripper.

The different process stages, operating units, and equipment were analyzed. Aspen HYSYS was used to simulate the process and study its behavior, and the simulation results were compared with the process flow diagram to evaluate performance and validate the model. Electrical conductivity was also used as a criterion for assessing industrial water quality.

Keywords: Urea, hydrolysis, stripper, industrial water, electrical conductivity, Aspen HYSYS, simulation, modeling.