



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



N° d'ordre : M2...../GC/2022

MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER ACADEMIQUE

Filière : Génie des procédés

Option: Génie chimique

Thème

**Etude et optimisation de l'unité de décarbonatation au niveau du
complexe fertilisant -Sorfert-**

Présenté par

Mr. BELKHERASSANE ISMAINE

Mr. SENOUCI BAGHDAD BENDEHIBA

Soutenu le 06/07/ 2022 devant le jury composé de :

Présidente :	DRIOUCHE AOUATEF	Grade MCA	Université de MOSTA
Examinatrice :	BOUBEGRA NAIMA	Grade MCA	Université de MOSTA
Encadrante :	BENHOURIA ASSIA	Grade MCB	Université de MOSTA

Année Universitaire 2021/2022

REMERCIEMENTS

Nous tenons à remercier avant tout, Dieu le tout Puissant de nous avoir donné tous les moyens et nous a dirigé vers ce qui est le meilleur pour nous tous ici-bas.

Ce stage a été réalisé au niveau du complexe de fertilisant sorfert, dirigé par le Directeur du complexe, qu'il trouve ici l'expression de notre profonde gratitude de nous avoir permis d'effectuer ce stage.

*Nos remerciements vont également à notre encadreur **Mme Benhouria assia** de nous avoir encadrées et orientées dans ce modeste travail.*

*Nous tenons à remercier également les membres du jury : **Dr Driouche aouatef** et **Dr Boubegra naima** pour nous avoir fait le plaisir d'accepter d'examiner ce travail.*

*Nous adressons nos remerciements à l'ensemble du personnel du Département Technique ainsi qu'à tous les opérateurs au niveau de sorfert, qui nous ont permis de réaliser ce stage dans les meilleures conditions. En particulier: **Mr. Dehilis Kaddour**, **Mr. Benberghout mokhtar** et **Mr .Kerroumi karim***

Nos derniers remerciements et ce ne sont pas les moindres, vont à tous ceux qui ont contribué de près ou de loin pour l'aboutissement de ce travail, à l'ensemble des enseignants du Département Génie des Procédés et à A tous les étudiants de la promotion génie chimique.



Dédicaces

Au nom d'Allah... !

Je remercie Dieu tout Puissant de m'avoir donné la faculté d'assimiler, le courage et la patience pour arriver à ce stade afin de réaliser ce travail que je dédie à :

A ma chère mère DJAMILA

A mon père TAYEB

Dont le mérite, les sacrifices et les qualités humaines m'ont permis de vivre ce jour.

A mon frères BAGHDAD, OTMANE et mes chères sœurs HAKIMA, HOUSNA, ISRAË et MELISSA, Sans oublier mon petit cœur RAYANE.

A mes chers ami(e)s, pour leurs aides et supports dans les moments difficiles, sans oublier mon binôme pour son soutien moral, sa patience et sa compréhension tout au long de ce projet.

A tous ceux que j'aime et ceux qui m'aiment.

ismaine



Dédicaces

Au nom d'Allah... !

Je remercie Dieu tout Puissant de m'avoir donné la faculté d'assimiler, le courage et la patience pour arriver à ce stade afin de réaliser ce travail que je dédie à :

A ma chère mère Safia

A mon père Mahidine

Dont le mérite, les sacrifices et les qualités humaines m'ont permis de vivre ce jour.

A mon frère AMINE et mes chères sœurs AICHA, SARAH et KHAOULA, Sans oublier mes petits neveux et nièces.

A mon chère oncle DEHILIS KADDOUR qui nous aide et supporte le long de notre stage pratique.

A mes chers ami(e)s, pour leurs aides et supports dans les moments difficiles, sans oublier mon binôme pour son soutien moral, sa patience et sa compréhension tout au long de ce projet.

A tous ceux que j'aime et ceux qui m'aiment.

Baghdad Bendehiba

Sommaire

Sommaire

Liste des figures

Liste des tableaux

Liste des abréviations

Introduction générale 1

Chapitre I : Présentation du complexe SORFERT..... 1

I.1 Présentation du complexe de Sorfert 2

I.1.1 Généralités 2

I.1.2 Fiche technique 2

I.1.3 Situation géographique du complexe 3

I.2 Organisation de l'usine 3

I.3 Matières premières et produits finis 4

I.3.1 Les matières premières 4

I.3.2 Les produits finis 5

I.4 . Les principales zones du complexe 7

I.4.1 Zone utilités 7

I.4.2 Zone process 7

I.4.3 Zone de stockage 8

I.4.4 Laboratoire 8

Chapitre II : Description du procédé UHDE (unité de l'ammoniac) 9

II.1 Unité de l'ammoniac 9

II.1.1 Procédé de fabrication de l'ammoniac 9

II.1.2 Principe du procédé 9

II.2 Description des unités process 11

II.2.1 Unité 000extractiond'hélium et de mercure 11

II.2.2 Unité 201 compression et désulfuration de gaz naturel..... 11

II.2.3 Unité 202compression de l'air industriel..... 12

II.2.4	Unité 203 reformage à la vapeur et récupération de chaleur	12
II.2.5	Unité 204 conversion de CO	14
II.2.6	Unité 205 extraction du dioxyde de carbone	15
II.2.7	Unité 206 méthanation.....	25
II.2.8	Unité 207 comprissions de gaz synthèse	25
II.2.9	Unité 208 boucle de synthèse de l'ammoniac.....	26
II.2.10	Unité 209 réfrigération	28
II.2.11	Unité 210 récupération de l'ammoniac	29
II.2.12	Unité 211 récupération de l'hydrogène	29
II.2.13	Unité 280 stripper de condensats	29
II.2.14	Unité 283 désaérateur et pompes BFW et compris circuit vapeur et condensat	30
Chapitre III : Simulation et résolution de l'unité 205.....		32
III.1	Problématique	33
III.1.1	L'instabilité et le dysfonctionnement de l'unité de décarbonisation.....	33
III.2	Simulation de L'unité 205 CO ₂ removal	34
III.2.1	Méthodologie Adoptée	34
III.2.2	Composition du gaz de synthèse	35
III.2.3	La composition du solvant aMDEA	36
III.2.4	Choix du modèle thermodynamique	36
III.2.5	La colonne d'absorption 205C001	36
III.2.6	La colonne de régénération HP flash Vessel 205C002	38
III.2.7	La colonne de régénération LP flash Vessel 205C003.....	39
III.2.8	La colonne de régénération stripper 205C004	40
III.3	Simulation du cas design	41
III.3.1	Les paramètres de fonctionnement de l'absorbeur.....	41
III.3.2	Compression des résultats obtenus par simulation avec celles du design	42
III.3.3	Conclusion	51
III.4	Vérification du cas actuel	52
III.4.1	Les résultats de la simulation	52
III.4.2	Conclusion	59
Conclusion général.....		60
Références.....		61

Listes des figures

Liste des figures

Figure I. 1 . Situation géographique du complexe.....	3
Figure I. 2 . Plan générale du complexe d’ammoniac Sorfert.	4
Figure I. 3. Molecule de NH ₃	5
Figure I. 4. Molecule de NH ₃	5
Figure I.5. Molécule de l’urée.	6
Figure. II. 1. Schéma de l'unité de l'ammoniac.....	8
Figure.II. 2. Étape principale de procède.....	9
Figure.II. 3 . Reformeur primaire et secondaire.	12
Figure. II. 4. Unité de décarbonatation.	15
Figure.II. 5. Circuit de régénération de MDEA	18
Figure. II. 6 . Mécanisme réactionnel de l’amDEA.	21
Figure. II. 7. Packing.	22
Figure. II. 8. Boucle de synthèse de l’ammoniac.	26
Figure .III. 1. Caractéristiques d’absorbeur sur ASPEN HYSYS V8.8.....	31
Figure .III. 2 . Caractéristiques de 205C002 sur ASPEN HYSYS V8.8.....	33
Figure .III. 3. Caractéristiques de 205C003 sur ASPEN HYSYS V8.8.....	33
Figure.III. 4. Caractéristiques de 205C004 sur ASPEN HYSYS V8.8.....	34
Figure. III. 5. Diagramme de simulation de l’unité de décarbonatation sur ASPEN.....	35
Figure .III. 6. Profil de température obtenu par Hysys du cas design de C001.....	37
Figure .III. 7. Profil des débits obtenu par Hysys du cas design de C001.....	37
Figure .III. 8. Profil de pression obtenu par Hysys du cas design de C001	38
Figure .III. 9. Profil de fraction molaire du CO ₂ obtenu par Hysys du cas design de C001.	38
Figure .III. 10. Profil de température obtenu par Hysys du cas design de C003.....	41
Figure .III. 11. Profil de pression obtenu par Hysys du cas design de C003.	41
Figure.III. 12 . Profil de composition obtenu par Hysys du cas design de C003.....	42
Figure.III. 13. Profil de température obtenu par Hysys du cas design de C004.....	43
Figure .III. 14 . Profil de pression obtenu par Hysys du cas design de C004.	44
Figure.III. 15. Profil de fraction molaire du CO ₂ obtenu par Hysys du cas design de C004.	44
Figure .III. 16. Profil de température obtenu par ASPEN HYSYS V8.8 du cas actuel de C001.....	47
Figure .III. 17. Profil des débits obtenu par ASPEN HYSYS V8.8 du cas actuel de C001.....	47
Figure .III. 18. Profil de pression obtenu par ASPEN HYSYS V8.8 du cas actuel de C001.....	48

Figure.III. 19. Profil de fraction molaire du CO2 obtenu par Hysys du cas actuel de C001.	48
Figure .III. 20. Profil de température obtenu par ASPEN HYSYS V8.8 du cas actuel de C003.....	50
Figure .III. 21. Profil de fraction molaire du CO2 obtenu par Hysys du cas actuel de C003.	50
Figure .III. 22. Profil de température obtenu par ASPEN HYSYS V8.8 du cas actuel de C004.....	52
Figure .III. 23. Profil de fraction molaire du CO2 obtenu par Hysys du cas design de C004.	52

Liste des tableaux

Liste des tableaux

Tableau.I. 1. Fiche technique du complexe.....	2
Tableau.I. 2. Composition du gaz naturel.	4
Tableau.III. 1. Le pourcentage molaire des composants du gaz de synthèse (annexe A).	29
Tableau. III. 2. Le pourcentage molaire des composants du gaz de synthèse humide.	30
Tableau.III. 3. Le pourcentage massique du solvant régénéré.....	30
Tableau .III. 4. Le pourcentage massique du solvant semi-régénéré	31
Tableau .III. 5. Caractéristiques de l'absorbeur 205C001 (annexe B).	31
Tableau. III. 6. Caractéristiques du régénérateur 205C002 (annexe B).	32
Tableau .III. 7. Caractéristiques du régénérateur 205C004 (annexe B).	35
Tableau.III. 8. Paramètres de fonctionnement de l'absorbeur 205C001 (annexe A).....	36
Tableau .III. 9. Paramètres de sortie du cas design et de la simulation de C001 (annexe C).....	37
Tableau .III. 10. Paramètres de sortie du cas design et de la simulation de C002 (annexe C).....	40
Tableau .III. 11. Paramètres de sortie du cas design et de la simulation du C003 (annexe C).....	41
Tableau .III. 12. Paramètres de sortie du cas design et de la simulation de C004 (annexe C).....	43
Tableau.III. 13. Paramètres de fonctionnement de l'absorbeur 205C001 du cas actuel.	46
Tableau.III. 14 . Paramètres de sortie du cas actuel et de la simulation de C001 (annexe D).....	47
Tableau .III. 15. Paramètres de sortie du design et de la simulation du C002 dans le cas actuel (annexe D).	50
Tableau .III.16. Paramètres de sortie du design et de la simulation de C004 dans le cas actuel (annexe D).	52

Liste des abréviations

Liste des abréviations

SORFERT : Sonatrach Orascom Fertiliser

RTO : région de transport ouest

PFD : process flow Diagram

MDEA : Méthyle di-Ethanol Amine

aMDEA : Méthyle di-ethanolamine activé

PZ : Pipérazine

BFW : boiler feed water (L'eau d'alimentation de chaudière)

HP : Haute Pression

HT : Haute température

E : Echangeur

B : Four

C : Colonne

F : Séparateur

ppm : Partie par million

MW : Méga Watt

R : Rendement

P : Masse volumique (kg/m^3)

CP : Chaleur massique à pression constante (J/kg)

T : Température ($^{\circ}\text{C}$)

U : Coefficient de transfert de chaleur ($\text{W/m}^2 \cdot \text{K}$)

V : Vitesse (m/s)

S : Surface (m^2)

L : Longueur(m)

di : Diamètre intérieur des tubes (m)

bar : unité de pression

BASF : Baden aniline and soda factory (société de production chimique)

Introduction générale

Introduction générale

Depuis 1970, la stratégie économique d'Algérie est basée sur le développement des industries pétrochimiques. L'Algérie a ouvert plusieurs complexes d'unités tel que Skikda CP1 (pour la production du polyéthylène, VCM et PVC) et Arzew CP1/Z (pour la production du méthanol, formaldéhyde et différentes résines). La raison de l'ouverture de ces unités découle de l'instabilité et de la durabilité des revenus par la vente du gaz naturel et du pétrole Brut. L'Algérie élargit ses plans d'action pour une stabilité et une durabilité économique.

Le gaz naturel et le pétrole brut sont les matières premières essentielles compte tenu de son vaste champ d'application. Ce mérite revient à l'évolution de la chimie de synthèse.

A propos de l'ammoniac s'est un produit fortement demandé dans le marché mondial. Elle est utilisée comme matière première dans la plupart des engrais azotés. Elle sert également à fabriquer l'acide nitrique qui est lui-même utilisé dans la fabrication d'explosifs

Sonatrach investit périodiquement dans des unités de production d'ammoniac. Tel est le cas de l'unité Fertial (ex-Asmidal) construite à la fin des années 1960, avec une production de 1000 t/j, puis en 1980 la réalisation d'une seconde unité de 1000t/j au sein du même complexe. Par la suite, deux nouveaux complexes ont vu le jour à Arzew pour la fabrication d'ammoniac et d'urée Sur la plateforme pétrochimique

Parmi ces complexes, le premier SORFERT produit 2x2200 t/j et le second complexe AOA produit 2x2400 t/j. L'entrée en production de cette unité permettra à l'Algérie d'être le premier producteur d'ammoniac en Afrique avec plus de 11 000 t/ j de NH_3 et 10 500 t/j d'urée et l'un des tout premiers au monde.

Cependant les procédés utilisés pour ces unités nécessitent un suivi et un contrôle permanent pour assurer un meilleur rendement et une durée de vie allongée.

Dans ce projet de fin d'étude nous nous intéressons à l'étude et optimisation de l'unité de décarbonatation au niveau du complexe fertilisant -Sorfert-. Cette étude comprend une étude bibliographique sur l'unité ainsi que l'étude de la vérification et le reconditionnement des performances de l'unité. Nous étude est structurée en trois chapitres :

Chapitre 1 : Présentation du complexe SORFERT.

Chapitre 2 : Description du procédé UHDE (unité de l'ammoniac).

Chapitre 3 : Simulation et résolution de l'unité 205.

Chapitre I :
Présentation du
complexe Sorfert

Chapitre I : Présentation du complexe SORFERT

I.1 Présentation du complexe de Sorfert [1]

I.1.1 Généralités

SORFERT a été créé le 19 mars 2007. Pour rappel, la conception, le développement et la construction clés en main du complexe ont été confiés à la compagnie allemande UHDE qui est leader dans son domaine en matière de technologie servant à la production de fertilisants. Ce rapport comprend une présentation générale de l'usine, de sa hiérarchie, son organisation et une description des différentes implantations qui s'y trouvent, et même une description générale des différents procédés. L'usine est alimentée par 2 milliards de mètres cubes/an de gaz naturel.

Elle comporte des installations modernes, fiables et intégrées pour la production d'ammoniac (capacité nominale 2 x 2200 t/j) et d'urée granulée (capacité nominale de 3450 t/j) accompagnées des services et installations hors site nécessaires aux fins de l'installation. L'installation doit être conçue avec un taux de fonctionnement de 350 jours par an.

I.1.2 Fiche technique

Tableau.I. 1.Fiche technique du complexe.

Paramètres	Valeurs
Superficie	27 hectares
Construction	Orascom construction industries OCI
Date de construction	Février 2007
Alimentation en gaz	Décembre 2011
Alimentation en gaz naturel	RTO
Précède	Thyssen Krupp UHDE
Nombre de train	02 trains identique d'ammoniac liquide Capacité de stockage : 75000 m ³
Un hangar de stockage d'urée	100000 tonnes
Température de chargement de l'ammoniac	-33 °C

I.1.3 Situation géographique du complexe

Le complexe SORFERT est situé dans la zone industrielle d'Arzew à l'Ouest de Bethioua, à 6 km de la ville d'Arzew, 40 km à l'Est d'Oran, il couvre une superficie de 37 hectares et se compose notamment de plusieurs zones.

I.2 Organisation de l'usine



Figure I. 1 . Situation géographique du complexe.

- Les installations suivantes se trouvent sur le site :
 - 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.

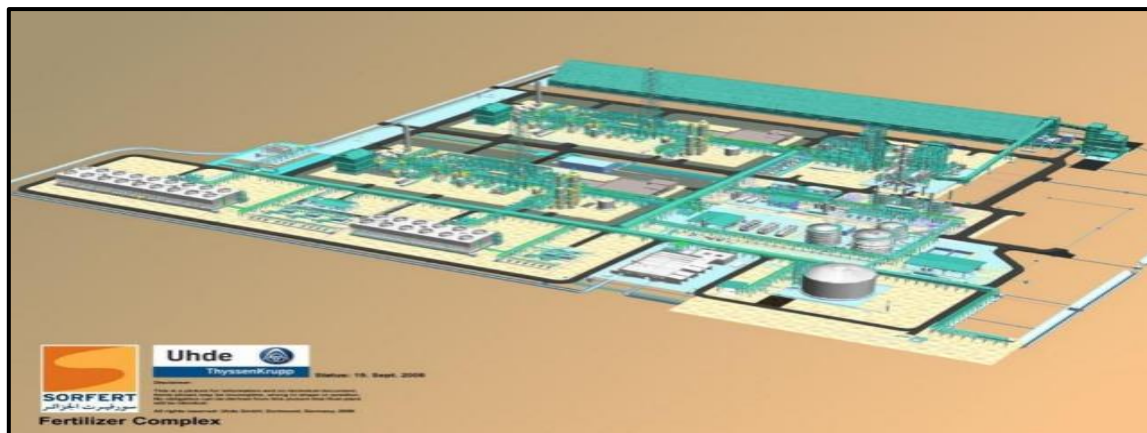


Figure I. 2 . Plan générale du complexe d'ammoniac Sorfert.

I.3 Matières premières et produits finis [1]

I.3.1 Les matières premières

I.3.1.1 Le Gaz Naturel (Hydrogène)

Le gaz naturel est un combustible fossile composé d'un mélange d'hydrocarbures présent naturellement dans des roches poreuses sous forme gaz. Le gaz naturel utilisé provient de la zone R.T.O.

Tableau.I. 2.Composition du gaz naturel.

Composants du GN	unités	Quantité
Eau	Eau	0
Hélium	% mol	0,18
Azote	% mol	5,57
Dioxyde de carbone	%mol	0,22
Méthane	% mol	83,38
Ethane	%mol	7,68
Propane	% mol	1,99
I-butane	% mol	0,30
n-butane	% mol	0,45
i-pentane	% mol	0,09
n-pentane	% mol	0,10
n-hexane	% mol	0,04
Mercure	$\mu\text{g}/\text{Nm}^3$	50
Soufre	ppm	<10

I.3.1.2 L'Oxygène

L'oxygène est un élément nécessaire dans l'usine, il provient de l'air.

I.3.1.3 L'Azote (Nitrogène)

L'azote est un élément clé dans le procédé, et on l'obtient à partir de l'air atmosphérique.

I.3.1.4 Le Dioxyde de Carbone (CO₂)

Le dioxyde de carbone, est à la fois un produit et aussi une matière première, on l'obtient du procédé d'ammoniac et on l'utilise pour produire de l'urée.

I.3.1.5 La Vapeur d'Eau

La vapeur d'eau est primordiale afin que le procédé se déroule, on l'utilise un peu partout dans le procédé et même dans les utilités, tel que la production d'électricité.

I.3.2 Les produits finis

I.3.2.1 L'Ammoniac (NH₃)

L'ammoniac est un composé chimique, de formule NH₃ (groupe générique des nitrures d'hydrogène). Dans les conditions de température et de pression ordinaire, c'est un gaz. Celui-ci est produit industriellement en quantité gigantesque par le procédé Haber-Bosch à partir de diazote et de dihydrogène (c'est un des composés les plus synthétisés au monde). Il sert à la synthèse de nombreux autres composés dont ceux de fort tonnage utilisés comme engrais. Ce gaz incolore est irritant, il possède une odeur piquante, il brûle les yeux et les poumons. Sur le plan chimique, c'est à la fois une base, un nucléophile, un ligand et un réducteur.

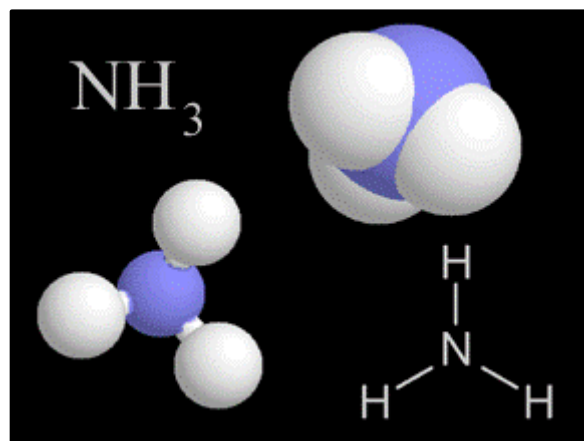
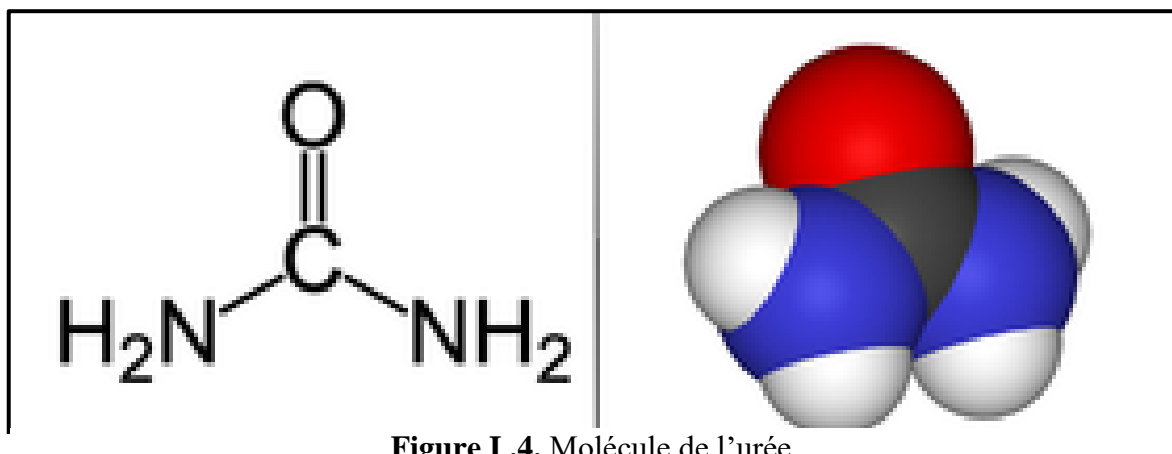


Figure I.3. Molécule de NH₃.

I.3.2.2 L'Urée ($\text{CO}(\text{NH}_2)_2$)

L'urée ou carbamide est un composé organique de formule chimique $\text{CO}(\text{NH}_2)_2$. C'est aussi le nom de la famille des dérivés de l'urée de formule générale $(\text{R}_1, \text{R}_2) \text{N}-\text{CO}-\text{N} (\text{R}_3, \text{R}_4)$. La plus importante utilisation actuelle se fait sous la forme d'engrais azotés. L'urée est hydrolysée en ammoniac et en dioxyde de carbone dans le sol.



I.4. Les principales zones du complexe

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

I.4.1 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).

I.4.2 Zone process

La zone de production se compose en deux unités :

- 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.

I.4.2.1 Unité de production d'ammoniac

Les étapes de production d'ammoniac sont :

- Extraction de l'Hélium et du Mercure du Gaz Naturel.
- Désulfuration et Compression du Gaz Naturel.
- Compression d'Air du Procédé.
- Reformage à la vapeur et Craquage (Vapo-Reformage).
- Conversion du CO.
- Extraction du CO₂.

- Méthanation.
- Compression du Gaz de Synthèse.
- Synthèse de l'Ammoniac (NH_3).
- Réfrigération de l'Ammoniac.

I.4.2.2 Unité de production d'Urée

- Les étapes de production d'urée :
- Compression du CO_2 .
- Pomperie d'Ammoniac.
- Synthèse d'urée.
- Recirculation.
- Evaporation.
- Granulation.
- Section de traitement des condensats.

I.4.3 Zone de stockage

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

- 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.

- 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.

I.4.4 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 II :

Synthèse de

l'ammoniac

Chapitre II : Description du procédé UHDE (unité de l'ammoniac)

II.1 Unité de l'ammoniac

II.1.1 Procédé de fabrication de l'ammoniac [1]

La synthèse de l'ammoniac à partir de ses éléments est parmi les plus importantes découvertes dans l'histoire de la science de la catalyse, non seulement en raison d'application dans laquelle les engrais synthétiques ont contribué énormément. La survie de l'humanité, mais aussi du point de vue de la science fondamentale.

Dans le domaine de la catalyse hétérogène, il a été appliqué à cette réaction. Spécifique exemples de ces applications au cours des années incluent les concepts d'équilibre des gaz.

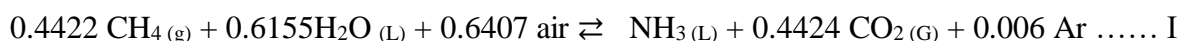
- L'adsorption activée.
- La sensibilité de la structure.
- Le nombre stœchiométrique et Études cinétiques.
- Surfaces non uniformes.
- Les mesures de surface.
- La composition superficielle et les distributions des promoteurs.
- Et l'utilisation des isotopes et Techniques spectroscopiques.

II.1.2 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.

Les équations générales :



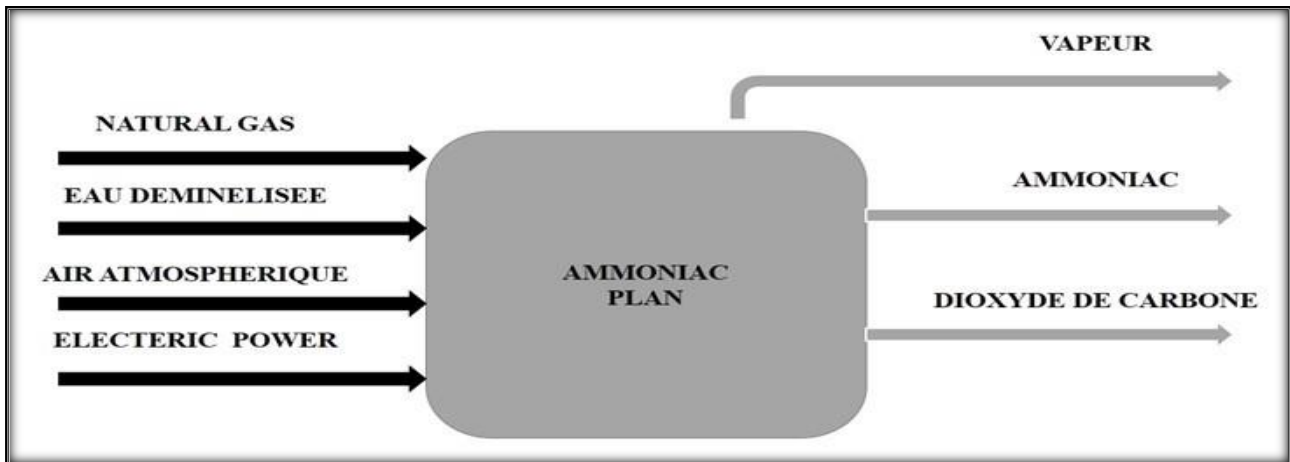


Figure. II. 1. Schéma de l'unité de l'ammoniac.

Le procédé de fabrication d'ammoniac dans l'unité Ammoniac se divise en opérations suivant :

- Désulfuration.
- Reformage.
- Conversion de CO.
- Extraction de CO₂ par MDEA.
- Méthanation.
- Compression.
- Synthèse de l'ammoniac.
- Stripping du condensat process.

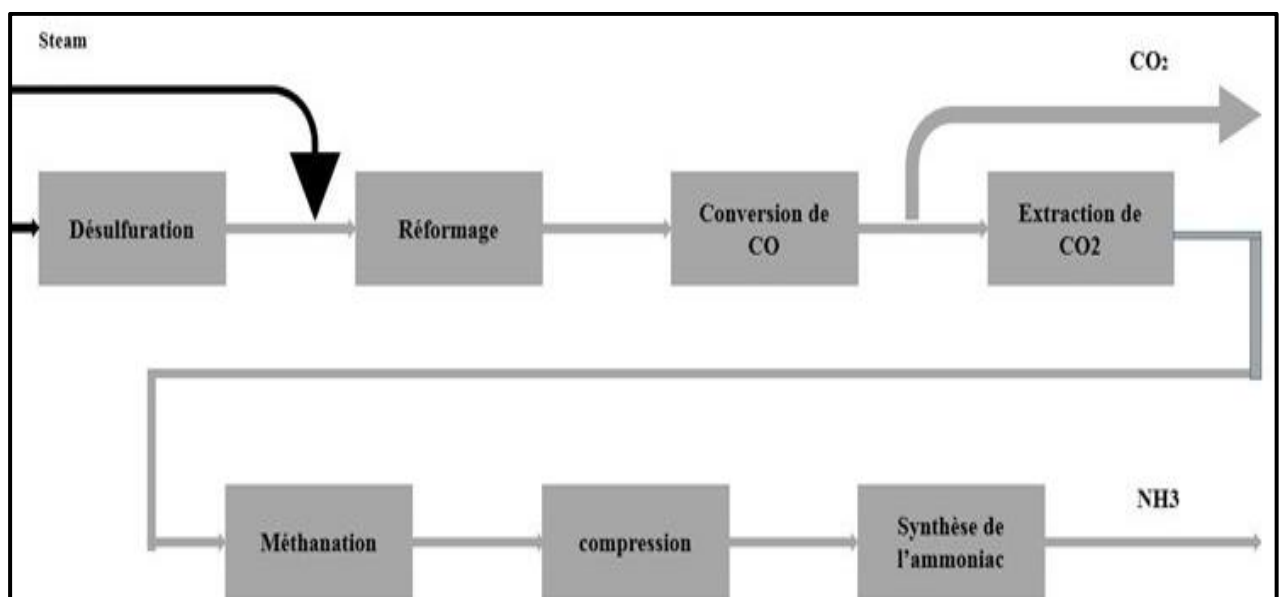


Figure.II.2.Étape principale de procédé.

II.2 Description des unités process

II.2.1 Unité 000 extraction d'hélium et de mercure [2]

Afin d'empêcher l'accumulation d'hélium dans les boucles de synthèse des unités d'ammoniac I et II, il est nécessaire d'extraire l'hélium du gaz naturel avant l'entrée de ce dernier dans la section de traitement du gaz naturel et aussi pour éviter les effets corrosifs sur le matériau de construction de l'unité d'ammoniac il est impératif de réduire la teneur en mercure du gaz naturel.

Les deux étapes de traitement :

- Unité d'extraction d'hélium à base de séparateurs à membrane.
- Unité d'extraction de mercure à base d'un réacteur.

II.2.1.1 Principe de fonctionnement

a) Extraction d'hélium

La séparation membranaire est basée sur le principe de diffusion d'une solution à travers une membrane non poreuse. Les composés hautement perméables tels que l'hélium, CO₂, H₂S et H₂O sont dissous plus rapidement dans le matériau de la membrane et diffusent ensuite à travers celle-ci. Ceci permet de recueillir les composants à perméabilité plus rapide dans un flux (perméat) et les composants à perméabilité plus lente dans un deuxième flux (non-perméat / résidu).

Le flux de non-perméat (résidu) ayant la teneur réduite en hélium est envoyé directement vers le réacteur d'extraction du mercure (qui est installé en aval de l'unité d'extraction d'hélium) pour la suite de la transformation. Par contre, le flux de perméat contenant la portion d'hélium accumulé est envoyé vers les brûleurs du reformeur primaire où il est utilisé comme gaz combustible.

b) Extraction de mercure

Le résidu est envoyé vers le réacteur d'extraction du mercure à lit fixe, qui est équipé d'un catalyseur à base d'oxydes mixtes de type PURASPEC pour l'extraction du mercure par adsorption. Le flux de sortie réduit contenant de mercure ; est envoyé vers le compresseur de gaz naturel avant traitement ultérieur dans l'unité de désulfuration.

II.2.2 Unité 201 compression et désulfuration de gaz naturel [3]

Le gaz naturel utilisé comme charge d'alimentation pour le reformage à la vapeur provient du flux aval du système d'extraction d'hélium et de mercure et contient au maximum 10 ppm de soufre total. Les composés soufrés agissent comme des poisons catalytiques dans le reformeur primaire et dans la conversion basse température.

Unité 201 où il subit une hydrogénisation des composés soufrés organiques en hydrocarbures et sulfure d'hydrogène, en présence d'un catalyseur à base de molybdène-cobalt. Le sulfure d'hydrogène est ensuite adsorbé dans l'oxyde de zinc.

II.2.2.1 Les étapes de désulfuration

- Compression : Le compresseur de gaz naturel 101K001 est un compresseur de charge d'alimentation du procédé est comprimé de 35 bar à 51 bar.
- L'hydrogénisation et désulfuration : Dès que le compresseur du gaz de synthèse 101K001 est en fonctionnement, l'hydrogène de recyclage pour l'hydrogénisation des composés soufrés organiques est ajouté au flux entrant dans le processus. La charge d'alimentation est chauffée jusqu'à 370 °C dans les préchauffeurs d'alimentation 103B002-E21 et 103B002-E22 (qui sont situés dans la zone de convection 103B002) et passe à travers le réacteur d'hydrogénation 101R001 et les réacteurs de désulfuration 101R002 et 101R003.

Le gaz naturel désulfuré est acheminé vers la section de reformage à la vapeur (unité 203).

II.2.3 Unité 202compression de l'air industriel [3]

Le compresseur d'air industriel 202K001 fournit principalement de l'air au reformeur secondaire 203R001, 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.

II.2.4 Unité 203reformage à la vapeur et récupération de chaleur [4]

Dans le procédé de reformage, les hydrocarbures sont reformés en CO, CO₂, H₂ par l'intermédiaire de catalyseurs à base de nickel en présence de vapeur. Une partie de la vapeur est utilisée pour la réaction. L'excès de vapeur empêche le carbone de se déposer sur le catalyseur et sert à ajuster l'équilibre chimique.

II.2.4.1 Le système de reformage comporte 2 étapes

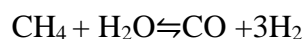
Tapez une équation ici. Le reformeur primaire constitue le premier étage de reformage. L'énergie de craquage requise est générée par la combustion du gaz combustible.

Dans le reformeur secondaire, il se produit une réaction entre les gaz provenant du reformeur primaire et l'air chaud, alors que l'azote nécessaire pour la synthèse de NH_3 entre en même temps dans le procédé.

a) Principe de fonctionnement

- Reformeur primaire 103B001 :

Le gaz naturel provenant du système de désulfuration est mélangé avec de la vapeur surchauffée dans le rapport requis pour le procédé, puis il est acheminé vers les tubes du reformeur, où la réaction entre les hydrocarbures et la vapeur surchauffée se produit sur le catalyseur à base de nickel, voir la remarque ci-dessous. Le mélange de CO_2 , CO , H_2 et CH_4 formé quitte le reformeur en même temps qu'une quantité considérable de vapeur équilibrée. La réaction totale est fortement endothermique. Une énergie thermique supplémentaire est par conséquent nécessaire pour chauffer les réactifs à la température de réaction et pour chauffer la réaction elle-même.



- Reformeur secondaire 103R001:

Les produits gazeux chauds à la sortie du reformeur primaire sont acheminés à travers un système collecteur, placé en dessous des rangées de tubes du reformeur primaire, vers le reformeur secondaire 103R001. De l'air chaud est admis au sommet du reformeur secondaire qui sert de chambre de combustion. Les conditions d'équilibre entre les produits de la réaction sont établies dans le lit du catalyseur, ce qui a pour conséquence de réduire la teneur en méthane jusqu'à environ 0,60 % en volume, en gaz sec. La quantité d'air à ajouter dépend de la teneur en azote requise dans le gaz de synthèse.

La température de sortie du produit gazeux est d'environ 1000°C . Par conséquent, le reformeur secondaire est équipé d'un revêtement spécial. De l'eau d'alimentation de chaudière est utilisée dans la chemise d'eau pour refroidir l'enveloppe du reformeur. La vapeur ainsi produite est libérée dans l'atmosphère.

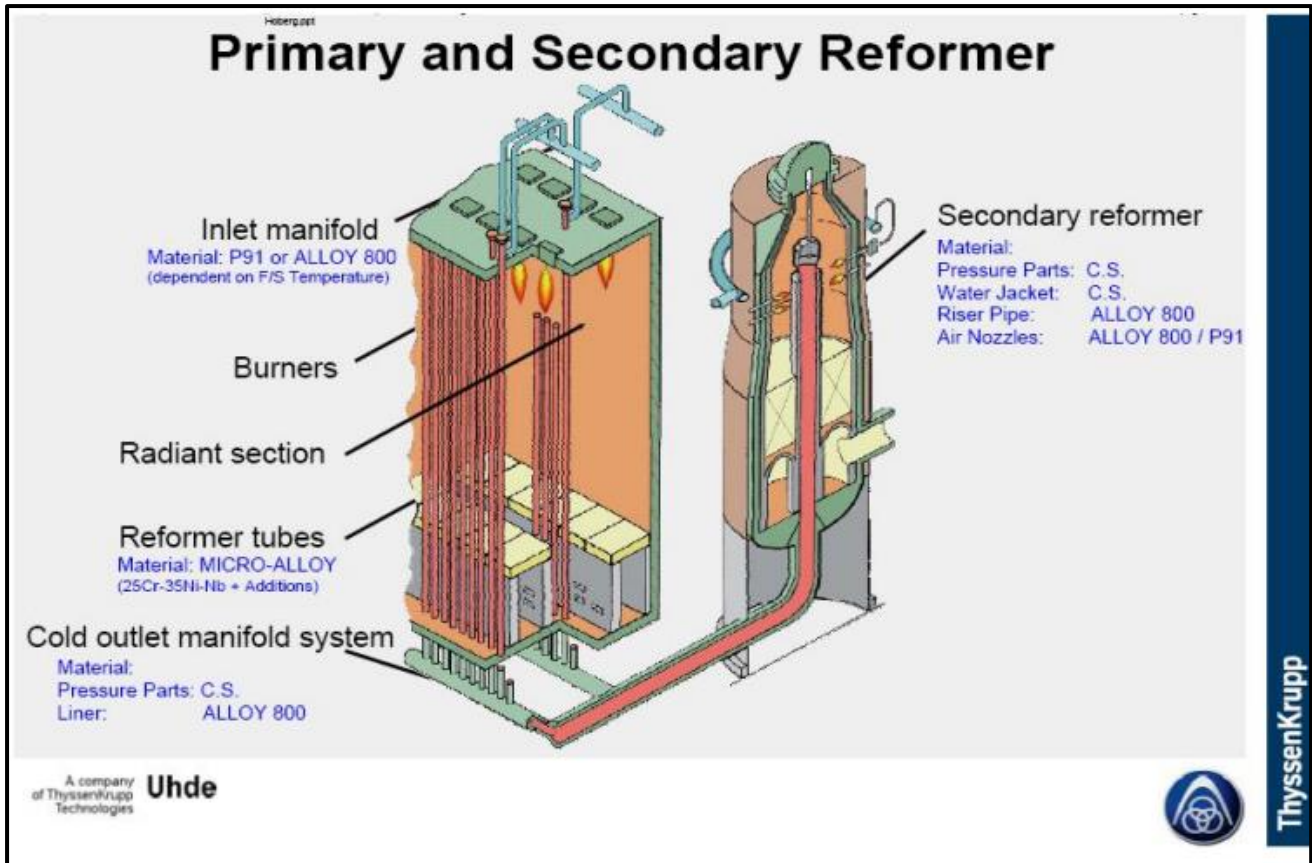
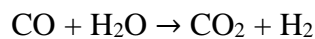


Figure.II.3 .Reformeur primaire et secondaire.

II.2.5 Unité 204 conversion de CO [5]

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



Cette réaction est exothermique ; Pour des raisons d'équilibre chimique, la réaction est subdivisée en deux étapes :

- La conversion catalytique du CO à haute température par l'intermédiaire de catalyseur à base d'oxyde de fer.
- La conversion catalytique du CO à basse température par l'intermédiaire de catalyseur à base d'oxyde de cuivre.

II.2.5.1 Description du procédé

a) Conversion catalytique du CO à haute température

Le gaz sortant du reformeur secondaire 103R001 passe à travers le refroidisseur de gaz de procédé 103E001 et la surchauffeur de vapeur HP 103E002, situés en aval, afin d'abaisser sa température à la valeur requise à l'entrée du convertisseur HT 104R001, à savoir 370 °C.

Le convertisseur HT comporte un lit catalytique. Dans celui-ci, la majeure partie du monoxyde de carbone réagit avec la vapeur d'eau contenue dans le gaz pour former du dioxyde de carbone et de l'hydrogène.

b) Conversion catalytique du CO à basse température

Pour cela, il est acheminé à travers le réchauffeur d'eau d'alimentation chaudière 104E001, où sa température est abaissée de 442 °C environ jusqu'à 198 °C environ. La réaction du monoxyde de carbone toujours présent dans le gaz de procédé est réalisée dans le convertisseur BT, la teneur résiduelle n'étant que de 0,33 % en volume.

La conversion catalytique à BT est réalisée sur un lit catalytique dans le convertisseur BT 104R002.

II.2.6 Unité 205 extraction du dioxyde de carbone [6]

La décarbonatation est principalement faite par un phénomène d'absorption qui représente une des opérations unitaires du génie des procédés caractérisé par un transfert phasique de matière et il est parfois accompagné d'un transfert de matière. Elle met en jeu un échange entre deux matières liquide et gazeuse de nature chimique différentes, (un ou plusieurs constituants de la phase gazeuse passent en phase liquide). Cela est principalement utilisé pour purifier un flux gazeux ou pour récupérer un constituant présent dans un mélange gazeux.

Le phénomène d'absorption présente une analogie avec d'autre opération de transfert de matières concernant la nature des processus et des appareillages tels que les extractions et la distillation. Les caractéristiques communes des derniers sont que le transfert phasique de soluté exige un bon contact entre les phases. Dans l'absorption, les gaz diffusent principalement dans le sens gaz-liquide et très peu dans le sens inverse.

Le procédé d'absorption est fait pour séparer un mélange gazeux par un solvant liquide. L'opération inverse le stripage il implique l'extraction du gaz d'un liquide. Le but du procédé d'absorption est de transférer le soluté contenu dans un gaz vers un solvant liquide. Il s'agit, soit de purifier un gaz de certains constituants indésirables, soit de récupérer un gaz désiré du mélange.

Le procédé d'absorption implique la séparation d'un mélange gazeux par un solvant liquide. L'opération inverse, c'est-à-dire, extraire le gaz d'un liquide est appelé stripping. Le but du procédé d'absorption est de transférer le soluté contenu dans un gaz vers un solvant liquide. Il s'agit, soit de purifier un gaz de certains constituants indésirables, soit de récupérer un gaz désiré du mélange.

Dans la pratique industrielle, l'absorption est généralement jumelée à l'opération de désorption, laquelle est destinée à la récupération du soluté dissous dans le solvant et à la régénération de celui-ci afin de le faire entrer à nouveau en service. L'opération inverse de l'absorption est la désorption ou dégazage (stripping). Elle consiste à éliminer les gaz (ou vapeurs) absorbés dans le liquide, c'est-à-dire. Qu'elle provoque le passage ou transfert des gaz du liquide dans un autre gaz (ou vapeur). Elle est réalisée, soit par mise en contact du liquide avec un gaz ou une vapeur qui sert d'agent de désorption, soit encore par chauffage en présence ou non de vapeur d'eau, lorsqu'on a affaire à une combinaison chimique du soluté avec l'absorbant. Lorsque l'absorbât doit être récupéré, ce qui est fréquemment le cas, l'opération de désorption suit celle d'absorption.



Figure. II. 4. Unité de décarbonatation.

II.2.6.1 Description détaillée de procédé d'absorption de l'unité 205

II.2.6.1.1 Itinéraire du gaz

Le gaz de conversion produit à la sortie du convertisseur BT 104E002 arrive au système d'extraction du CO₂ à une température d'environ 164 °C et une pression d'environ 37,2 bars absolus. Sa chaleur est utilisée dans les trois échangeurs de chaleur suivants connectés en série, le générateur de vapeur BP 105E001 pour la production de vapeur BP, le rebouilleur 105E002 pour la génération de la vapeur d'extraction requise pour la régénération du solvant à base de MDEA régénéré et le préchauffeur d'eau déminéralisée 105E004 pour le préchauffage de l'eau d'alimentation du désaérateur. Durant cette étape, la température du gaz est réduite jusqu'à environ 70 °C.

Avant l'entrée du gaz de conversion dans l'absorbeur 105C001, le condensat obtenu est séparé du gaz dans le séparateur 105F001.

Le gaz s'écoule à travers l'absorbeur à deux étages 105C001 de bas en haut à contre-courant du solvant de lavage. La majorité du dioxyde de carbone est absorbée par le solvant à base de MDEA dans la partie inférieure de l'absorbeur, dans la partie supérieure de l'absorbeur 105C001 est chargée de réaliser l'extraction supplémentaire du dioxyde de carbone jusqu'à obtention de la valeur résiduelle spécifiée de 500 ppm en volume de CO₂. Le gaz sort de l'absorbeur à la température d'entrée du solvant régénéré, c'est-à-dire à environ 50 °C. Les gouttelettes de solvant éventuellement entraînées dans le gaz sont retenues par deux plateaux de transfert vers lesquels l'eau d'alimentation chaudière est admise, et par un dévésiculateur installé dans la partie supérieure de l'absorbeur 105C001. Le séparateur 105F002 sépare les gouttelettes transportées hors de l'absorbeur pendant les perturbations de fonctionnement du gaz de procédé.

II.2.6.1.2 Cycle du solvant à base de MDEA :

La régénération du solvant riche à base de MDEA est effectuée en deux étapes. Le solvant enrichi en CO₂, qui a une température d'environ 85 °C, est acheminé vers la cuve de détente HP 105C002 passant par la partie inférieure de l'absorbeur 105C001 via la turbine hydraulique 105MT01, où il est dilaté à environ 6,6 bars absolus. Pendant ce processus, les gaz inertes dissous (H₂, N₂, CH₄ et CO) sont principalement libérés. Ces gaz inertes sont ensuite acheminés dans le circuit de gaz combustible du reformeur primaire 103B001. Les plateaux de lavage de condensat placés dans la tête de la cuve de détente HP limitent les pertes de solvant. Les gaz inertes sont

acheminés via le séparateur 105F004 vers le reformeur primaire. Ce gaz de détente peut aussi être brûlé dans la torche 106V801 dans certain cas.

Durant la deuxième étape, le solvant à base de MDEA détendu est dilaté jusqu'au 1,6bars absolus dans la cuve de détente BP 105C003. Dans cette dernière, le solvant à base de MDEA est réchauffé à contre-courant du gaz/de la vapeur de tête produits par le décomposeur 105C004. Environ la moitié du CO₂ est expulsée pendant ce processus.

Après avoir quitté la partie inférieure de la cuve de détente BP, le solvant semi-régénéré, qui a par conséquent déjà subi une régénération, est partagé en deux flux. Sans procéder à un refroidissement supplémentaire, un flux partiel d'environ 82 %, est acheminé vers la partie centrale de l'absorbeur 105C001 à une température d'environ 75 °C au moyen de la pompe de solvant semi-régénéré 105P001A/B. La pompe 105P001A est couplée à la turbine hydraulique 105MT01 et à un moteur électrique. La pompe 105P001B est simplement entraînée par un moteur électrique.

Le flux partiel restant, soit environ 18 %, est acheminé au moyen des pompes d'alimentation de décomposeur 105P002A/B via l'échangeur de chaleur du solvant régénéré/semi-régénéré 105E005 et, après préchauffage à environ 94 °C, vers la tête du décomposeur 105C004.

Dans le décomposeur, le solvant semi-régénéré est décomposé à contre-courant par de la vapeur qui est générée dans le rebouilleur 105E002. La majorité du CO₂ est extrait de cette manière du solvant.

Le solvant régénéré à base de MDEA quitte la partie inférieure du décomposeur à environ 119 °C via un filtre 105F008 A ou B et est refroidi à environ 85 °C dans l'échangeur de chaleur du solvant régénéré/riche 105E005. Par la suite, le solvant régénéré à base de MDEA est refroidi à 50°C dans le refroidisseur de solvant 105E003 et acheminé au moyen de la pompe de solvant régénéré 105P003A/B vers la tête de l'absorbeur 105C001.

Les flux de solvant à base de MDEA régénéré et semi-régénéré vers l'absorbeur sont distribués de façon homogène, au moyen de plateaux de distribution, sur toute la section.

Une partie de l'énergie de la pompe est récupérée dans la turbine hydraulique 105MT01. Cette turbine hydraulique 105MT01 est raccordée à la pompe de solvant semi-régénéré 105P001A. L'énergie manquante est produite par un moteur électrique. Toutes les autres pompes sont entraînées uniquement par des moteurs électriques.

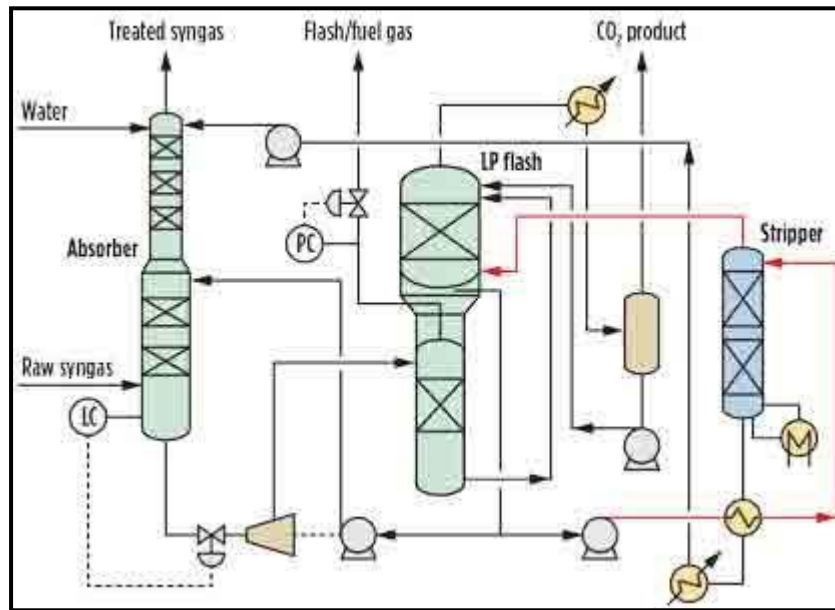


Figure.II.5. Circuit de régénération de MDEA.

II.2.6.1.3 Vapeurs de dioxyde carbone

Les vapeurs de CO₂ produites par la tête du décomposeur 105C004 sont conduites vers la partie inférieure de la cuve de détente BP 105C003 où elles sont utilisées comme réchauffeur de solvant à base de MDEA, améliorant les performances de la détente à basse pression.

Le mélange dioxyde de carbone / vapeur d'eau, après être passé à travers deux plateaux de transfert vers lesquels le condensat est admis et à travers un dévésiculateur pour éliminer les gouttelettes de solvant entraînées, sort de la cuve de détente BP 105C003 à une température d'environ 74 °C et une pression d'environ 1,6 bars absolus.

Le flux est acheminé via le refroidisseur de CO₂ 105E006A/B/C/D/E où la température est abaissée jusqu'à environ 40 °C à l'aide d'eau de refroidissement.

Le condensat obtenu dans 105E006A/B/C/D/E est séparé du dioxyde de carbone gazeux dans le séparateur 105F003. La plupart du CO₂ gazeux issu de 105F003 sera envoyé au compresseur de CO₂ 020K002 via le séparateur 020F001, l'excès de CO₂ sera évacué à l'air libre via une vanne de régulation de pression.

II.2.6.1.4 Condensat de procédé

Le condensat obtenu lors du refroidissement du gaz de procédé dans le générateur de vapeur BP 105E001, le rebouilleur 105E002 et le préchauffeur d'eau déminéralisée 105E004 est séparé du gaz dans le séparateur 105F001.

Le condensat obtenu dans le séparateur 105F001 et contenant des impuretés (méthanol, ammoniac et CO₂ dissous) est refoulé par la pompe d'alimentation 180P001A/B vers le décomposeur de condensats 180C001 via le préchauffeur de condensats 180E001.

II.2.6.1.5 Condensat de vapeur de CO₂

Le condensat obtenu est séparé du CO₂ gazeux dans le séparateur 105F003. À partir du séparateur, le condensat est évacué vers plusieurs utilisateurs à une température de 40 °C par la pompe de reflux 105P006A/B. La majeure partie du condensat, soit environ 9 m³/h, est acheminée vers les plateaux de transfert (2 cloches de barbotage) dans la partie supérieure de la cuve de détente BP 105C003.

Un petit flux de condensat d'environ 1 m³/h est utilisé comme eau de lavage sur les plateaux de transfert (plateaux à cloche de barbotage) dans la partie supérieure de la cuve de détente HP 105C002.

Le condensat de CO₂ provenant du séparateur 105F003 sera utilisé de façon intermittente comme liquide de rinçage des filtres de MDEA 105F006A/B et 105F007A/B.

Afin de maintenir l'équilibre hydrique du système MDEA, il est possible de retirer le condensat du séparateur 105F003.

II.2.6.1.6 Eau polishée

L'excès de chaleur du système d'extraction de CO₂ est utilisé pour préchauffer l'eau polishée alimentant le désaérateur, de 40 °C à 90 °C, dans le préchauffeur d'eau déminéralisée 105E004. Ce préchauffeur 105E004 est sur l'itinéraire du gaz entre le rebouilleur 105E002 et le séparateur 105F001.

II.2.6.1.7 Eau d'alimentation chaudière

Un petit flux, soit environ 1,0 m³/h d'eau d'alimentation chaudière MP est utilisé sur les deux plateaux de lavage dans la partie supérieure de l'absorbeur 105C001 afin de limiter l'entraînement du solvant dans le gaz de procédé et maintenir l'équilibre hydrique du système d'extraction du CO₂.

II.2.6.2 Équipements auxiliaires

II.2.6.2.1 Ballon d'appoint et à rejets 105D001

Toute fuite de solvant est collectée dans le ballon à rejets 105D001 enterré en dessous du niveau des installations.

II.2.6.2.2 Filtre de MDEA 105F005

Un flux partiel d'environ 50 m³/h de solvant à base de MDEA est recirculé en continu via le filtre de MDEA 105F005 de manière à prévenir une accumulation d'impuretés dans le solvant. Le flux partiel est éliminé du côté refoulement de la pompe d'alimentation du décomposeur 105P002A/B, acheminé via le filtre et renvoyé vers le côté aspiration de la pompe.

II.2.6.2.3 Réservoir de stockage de solvant 105T001

Le réservoir de stockage de solvant 105T001, d'une capacité de 833 m³, est dimensionné pour recevoir le volume entier de solvant qui est présent dans le système. Par conséquent, celui-ci peut être vidangé pour les travaux de maintenance. Le système est rempli de solvant au moyen de la pompe de rejets 105P004 via le ballon à rejets 105D001. Le réservoir de stockage est placé sous atmosphère d'azote.

II.2.6.2.4 Filtre 105F006A/B et 105F007A/B

Un solvant régénéré à base de MDEA d'environ 2,3 m³/h circule en continu via le filtre 105F006A/B et 105F007A/B et est utilisé pour rincer les garnitures d'étanchéité mécaniques, etc. sur les pompes 105P001A/B, 105P002A/B, 105P003A/B et la turbine hydraulique 105MT01.

II.2.6.2.5 Poste de dosage d'antimousse 105U300

En cas de moussage du solvant à base de MDEA, un agent anti mousse doit être acheminé vers le côté aspiration de la pompe de solvant semi-régénéré 105P001A ou 105P001B, vers le côté aspiration de la pompe de solvant régénéré 105P003A ou 105P003B et vers le côté refoulement de la turbine hydraulique 105MT01 via une petite boucle de MDEA à partir du côté refoulement de la pompe de solvant régénéré 105P003A/B vers les endroits mentionnés ci-dessus, pour une bonne distribution de l'agent anti mousse avec le solvant à base de MDEA.

II.2.6.3 Le procédé d'activation de MDEA [7]

Le procédé BASF aMDEA est introduit pour éliminer le CO_2 du gaz de synthèse et, ce solvant aMDEA est constitué globalement de trois substances, à savoir la base chimique méthyl-diéthanol-amine (MDEA), l'eau et un l'activateur, le méthyldiéthanol amine générique (MDEA) réagit avec l'eau et le CO_2 en produisant les espèces protonées correspondantes et du bicarbonate, l'activation de MDEA augmente le taux de conversion dans l'absorption par rapport au taux de conversion de MDEA générique.

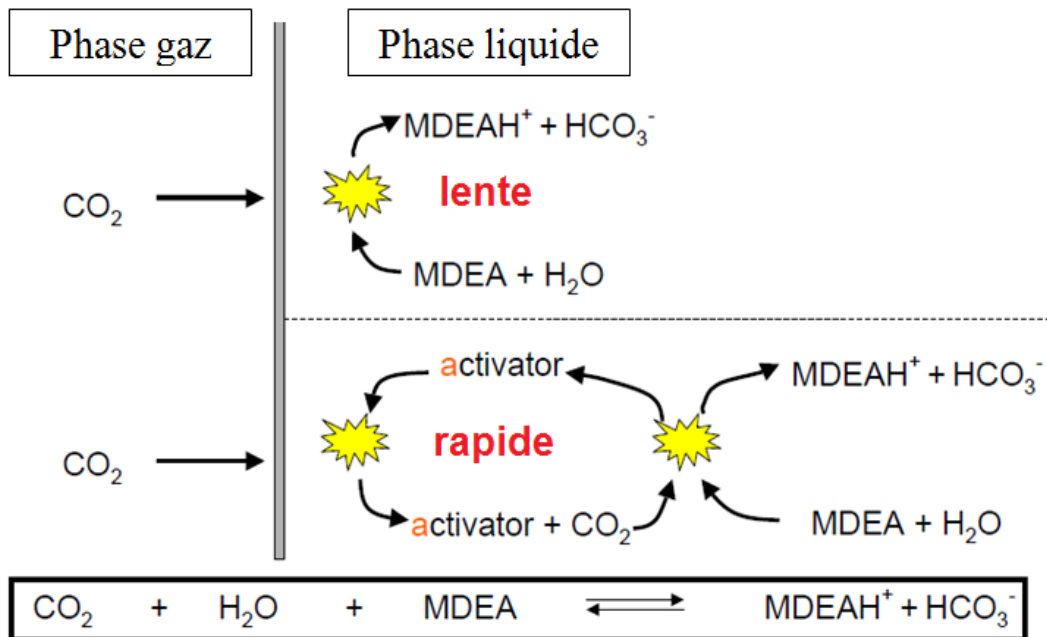


Figure. II. 6 . Mécanisme réactionnel de l'aMDEA.

La différence de vitesse de réaction entre une MDEA activée et une MDEA générique peut être décrite de la manière suivante :

Dans une MDEA, l'absorption de CO_2 est lente, pour la faire la catalysassions en introduit le système activateur, c'est-à-dire qu'il accélère l'absorption de CO_2 par la MDEA, la régénération du système activateur permanente en faisant passer le CO_2 à travers la MDEA, les réactions d'absorption chimique de CO_2 dans un système aqueux d'amines tertiaires tel que la MDEA sont des réactions d'équilibre

II.2.6.4 Le packing [8]

La garniture est l'un des 3 principaux dispositifs utilisés dans les applications de transfert de masse et de chaleur. (Les 2 autres appareils sont des emballages structurés et des plateaux.) Comme les 2 autres appareils, le but principal de l'emballage aléatoire est de créer une surface de contact vapeur/liquide et améliorer le temps de séjour afin qu'ils puissent produire une séparation chimique. La séparation chimique comprend la distillation, l'absorption et l'extraction.

II.2.6.4.1 Application du packing dans les usines de traitement

Dans la plupart des processus de séparation chimique (alias transfert de masse), la vapeur est entraînée vers le haut dans la colonne par la chaleur et la pression tandis que le liquide tombe vers le bas sous l'effet de la gravité. Il y a 3 composants principaux dans la sélection d'un garnissage aléatoire (ou de tout autre dispositif de transfert de masse) et ils sont la capacité/chute de pression, l'efficacité et le coût. Plus l'emballage aléatoire est grand, plus la capacité est élevée, mais au prix d'une efficacité moindre. Plus la garniture est petite, plus l'efficacité est élevée, mais au prix d'une capacité inférieure et d'un coût plus élevé. L'ingénieur de conception doit sélectionner la garniture appropriée qui offre la capacité et l'efficacité d'équilibre les plus économiques.



Figure. II. 7. Packing.

II.2.7 Unité 206 méthanation [9]

Le gaz de procédé quitte le système d'extraction du dioxyde de carbone à une température d'environ 50 °C. Étant donné que des températures plus importantes sont requises pour réaliser l'hydrogénation du monoxyde de carbone et du dioxyde de carbone résiduels en méthane dans le réacteur de méthanisation 106R001, la température du gaz est augmentée jusqu'à une température d'admission du réacteur de méthanisation d'environ 300 °C au moyen de gaz chaud déjà méthanisé dans l'échangeur de chaleur gaz/gaz 106E001. La température d'admission du réacteur de méthanisation peut être modifiée en ajoutant du gaz de procédé froid.

La température dans le réacteur de méthanisation 106R001 augmente jusqu'à environ 332 °C par suite de la réaction exothermique. Le gaz méthanisé chaud transfère une partie considérable de sa chaleur dans l'échangeur de chaleur gaz/gaz 106E001 au gaz d'admission froid.

Dans le refroidisseur de gaz 106E002, la température du gaz de synthèse est abaissée, passant d'environ 81 °C à environ 45°C, à l'aide d'eau de refroidissement. Le condensat de procédé résultant est séparé du gaz dans la partie séparation du refroidisseur de gaz 106E002 et est envoyé directement vers le séparateur 107F001 appartenant au système de compression du gaz de synthèse.

II.2.8 Unité 207 compression de gaz synthèse [10]

Le gaz méthanisé est comprimé dans trois étages et subit un nouveau refroidissement après chaque étage. Le refroidissement à 41 °C entre chaque étage est réalisé par les refroidisseurs intermédiaires 107E001 / 107E002 à l'aide d'eau de refroidissement ; l'eau condensée est séparée. Le gaz méthanisé est comprimé à environ 200 bars, finalement refroidi à 41 °C dans 107E003 et envoyé vers le système de synthèse.

La section du gaz méthanisé est équipée d'un système anti pompage automatique. Si nécessaire, le gaz de la 3ème section de compression sera renvoyé vers le côté aspiration.

Une autre conduite de dérivation commandée manuellement à distance a été prévue entre la deuxième section de compression et le côté aspiration, afin d'assurer un fonctionnement sans pompage lors du démarrage du compresseur de gaz de synthèse.

La compression du gaz de recyclage est effectuée dans l'un des deux étages du deuxième carter du compresseur de gaz de synthèse. À cet effet, le système est équipé d'une turbine qui est séparée de la section de gaz méthanisé par une membrane. La section de recyclage est aussi équipée d'un système anti pompage automatique. Utilisant une approche sûre de la limite de pompage. Le gaz est à nouveau refroidi par le refroidisseur de recyclage 107E004.

Ceci permet au système de fonctionner sans pompage pendant le démarrage et la mise à l'arrêt du compresseur de gaz de synthèse, et cela permet aussi au compresseur de fonctionner indépendamment du procédé.

II.2.9 Unité 208 boucle de synthèse de l'ammoniac [11]

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

Le gaz recyclé évacué de la phase de recyclage du compresseur de gaz de synthèse 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 résistante 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 2080001 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 110C001 pour récupérer l'ammoniac (unité 110).

Le méthane et l'argon contenus dans le gaz de synthèse d'appoint ainsi que le surplus d'azote provenant du fonctionnement sur-stœchiométrique du reformeur secondaire 203R001 s'accumulent pour atteindre des concentrations plus élevées dans la boucle de synthèse d'ammoniac. En prélevant un flux de gaz de purge dans la boucle en aval du groupe réfrigérant II 208E007 on maintient la concentration de ce gaz inerte à un niveau prédéterminé. Le gaz de purge est acheminé vers la récupération d'ammoniac et d'hydrogène (unités 110 et 111).

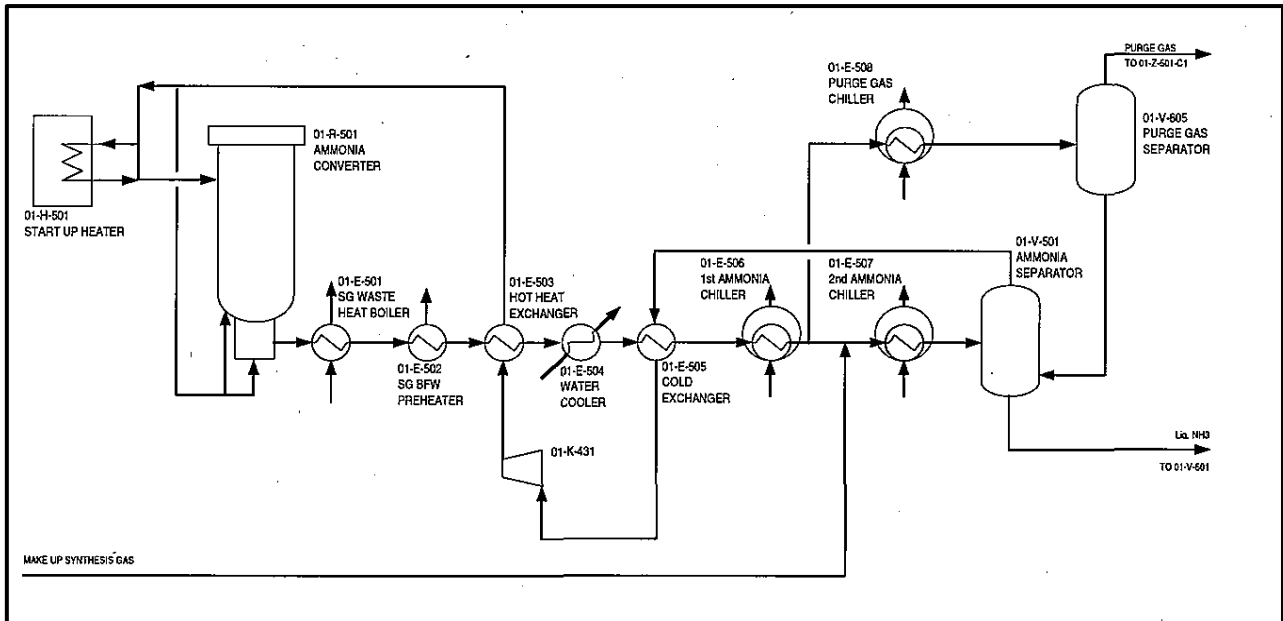


Figure. II. 8. Boucle de synthèse de l'ammoniac.

II.2.10 Unité 209 réfrigération [12]

La réfrigération (système 209) fait partie de l'unité de synthèse de l'ammoniac et présente un triple but

- Fourniture de la réfrigération nécessaire pour assurer le refroidissement de l'unité d'ammoniac et d'urée.
- Refroidissement de l'ammoniac liquide produit aux conditions de stockage de l'ammoniac, soit $-33\text{ }^{\circ}\text{C}$.
- Séparation du gaz inerte dissous et de l'ammoniac liquide produit

Les consommateurs de réfrigérant fonctionnent à trois niveaux différents d'évaporation de l'ammoniac

- Les équipements suivants fonctionnent au niveau d'évaporation de $-33\text{ }^{\circ}\text{C}$
 - Ballon de détente d'ammoniac 209D003
- Les équipements suivants fonctionnent au niveau d'évaporation de $-0\text{ }^{\circ}\text{C}$
 - Groupe réfrigérant boucle II 208E007
 - Refroidisseur de reflux 208E008
 - Groupe réfrigérant de gaz d'appoint 207E007
 - Ballon de pression intermédiaire 109D002 (raccordée à 209E002)
 - Séparateur de NH_3 027D005 (raccordé à 027E008)
- Les équipements suivants fonctionnent au niveau d'évaporation de $-8\text{ }^{\circ}\text{C}$

- Groupe réfrigérant boucle I 208E006
- Groupe réfrigérant d'eau de lavage 210E005

II.2.11 Unité 210 récupération de l'ammoniac [13]

Deux types de gaz résiduaire contenant une quantité relativement importante de NH₃ sont obtenus dans le système de synthèse de l'ammoniac.

- **Gaz de détente - gaz inerte**

Les gaz dissous, libérés lorsque l'ammoniac liquide sous pression provenant du séparateur 108F002 et de l'échangeur froid 208E005 se détend dans le ballon de détente 208F001, sont refroidis à 4 °C dans le refroidisseur de reflux 208E008

- **Gaz de purge**

Afin d'empêcher tout enrichissement en méthane et argon des constituants dits inertes présents dans la boucle de synthèse de l'ammoniac, une partie du gaz recyclé est purgée et envoyée vers le bas de l'absorbeur 110C002 pour récupérer l'ammoniac

II.2.12 Unité 211 récupération de l'hydrogène [14]

L'ammoniac est extrait du gaz de purge dans le système de récupération d'ammoniac avec une concentration de sortie attendue d'environ 50 ppm.

La température du gaz de purge lavé est ensuite ajustée pour obtenir des performances optimales des séparateurs Prisma qui récupèrent un flux riche en hydrogène pour le recycler vers le côté aspiration du compresseur de gaz de synthèse 207K001.

Le gaz de purge restant, qui est maintenant pauvre en hydrogène, est refoulé du système sous forme de gaz combustible pour le reformeur primaire 203B001.

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

II.2.13 Unité 280 stripper de condensats [15]

Le condensat obtenu lors du refroidissement du gaz dans le préchauffeur d'eau d'alimentation chaudière 204E002, le générateur de vapeur BP 205E001, le rebouilleur 205E002 et le préchauffeur d'eau déminéralisée 205E004 est séparé du gaz dans le séparateur 205F001. En outre, le condensat séparé du gaz méthanisé dans le refroidisseur de gaz 206E002 et le séparateur 207F001 est pompé vers le séparateur 205F001 au moyen des pompes de condensats 207P002A/B.

Le condensat chargé en impuretés obtenu dans le séparateur 205F001 est refoulé par la pompe d'alimentation du stripper 280P001A/B vers le stripper de condensats 180C001 via le préchauffeur de condensats 280E001, où il est préchauffé par le condensat décomposé.

Le condensat chargé en impuretés obtenu lors de la compression du CO₂ pour l'unité d'urée dans le séparateur 020F001 (PID 020-1) est refoulé par la pompe de condensats 020P001A/B vers la conduite de condensat CP21-180006-6" (PID 180-1, 180-2) en amont du préchauffeur de condensats 180E001.

Le condensat préchauffé traverse 25 plateaux à l'intérieur du stripper. Il est chauffé et décomposé par une partie de la vapeur de procédé afin de libérer vers le procédé les impuretés dissoutes comme le méthanol, l'ammoniac, le dioxyde de carbone, le méthane, le monoxyde de carbone, l'azote et l'hydrogène gazeux.

Le condensat purifié au bas du stripper, avec une teneur en méthanol inférieure à 40 ppm (en poids) et une teneur en ammoniac inférieure à 12 ppm (en poids) est transféré via le préchauffeur de condensats 180E001, le calorifère 103E004 et le refroidisseur de condensats 180E002 vers la cuve de mélange d'eau 090D101 dans le système de déminéralisation

II.2.14 Unité 283 désaérateur et pompes BFW et compris circuit vapeur et condensat [16]

II.2.14.1 Conditionnement et alimentation de l'eau d'alimentation chaudière

L'eau déminéralisée fournie à l'unité ammoniac est préchauffée dans un préchauffage d'eau déminéralisée 205E004 avant d'être introduite dans le désaérateur 2820001. Le désaérateur fonctionne à une pression d'environ 2,7 bars absolus, maintenue par l'addition de vapeur LP saturée. Le piégeage d'oxygène final et la régulation du pH de l'eau d'alimentation de la chaudière sont effectués en injectant des produits chimiques et de l'eau ammoniacale.

Tous les consommateurs d'eau d'alimentation chaudière haute pression sont alimentés par des pompes d'eau d'alimentation chaudière 282P001 A/B (la pompe A est à turbine vapeur, la pompe B à moteur électrique).

Ces consommateurs situés à 02 niveaux sont :

- Au niveau haute pression :
- Ballon vapeur 2030001.

- Système de refroidissement à pulvérisation 203B002-E03 et 203E003.
- Chaudière de récupération de chaleur 1 208E001 et chaudière de récupération de chaleur II 208E002.
- Au niveau moyenne pression :
 - Absorbeur 205C001.
 - Différents systèmes de refroidissement à pulvérisation.

II.2.14.2 Production et fourniture de vapeur

a) Vapeur HP

Dans l'unité ammoniac, la vapeur HP est produite à partir de la chaleur de récupération du procédé à une pression de 125 bars absolus. Il y a deux générateurs de vapeur :

- Refroidisseur de gaz de procédé 203E001 dans l'unité 203 -reformage de vapeur et récupération de chaleur.
- Echangeur de récupération de chaleur 1 208E001 et échangeur de récupération de chaleur II 208E002 dans l'unité 208 synthèse d'ammoniac.

La vapeur saturée de ces deux sources est surchauffée consécutivement à 535 °C dans la surchauffeur de vapeur HP 203E002 (en aval du reformeur secondaire 203R001) et dans la surchauffeur de vapeur HP 203E002-E31/ -E32 de la rampe de convection 203B002. Toute la vapeur haute pression surchauffée est fournie à la turbine du compresseur de gaz de synthèse 2071\11T01 et à la turbine du compresseur d'air industriel 202MT01.

b) Vapeur MP

La vapeur MP à environ 50 bars absolus et environ 415°C est obtenue par extraction de la turbine du compresseur de gaz de synthèse 207MT01 et de la turbine du compresseur d'air industriel 202MT01.

Les consommateurs de vapeur MP dans l'unité ammoniac sont :

- Le reformeur primaire 203B001 sous forme de vapeur de procédé.
- La turbine du compresseur de réfrigération 209MT01.
- La turbine du compresseur de CO2 020MT02.
- La turbine de la pompe d'eau d'alimentation chaudière 282MT01.

- Le rebouilleur 11OE004.
- Le préchauffeur d'azote 201E003 (uniquement au démarrage).
- Le décomposeur de condensat 280C001.
- Le reformeur secondaire 203R001 (mélangé à l'air industriel).
- Le circuit d'étanchéité.

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

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

c) Vapeur LP

La vapeur basse pression à environ 4,5 bars absolus produite dans le générateur de vapeur LP 205E001 est destinée à la désaération de l'eau d'alimentation chaudière. La vapeur basse pression à environ 5,5 bars absolus extraite de la turbine 282MT01 de la pompe BFW est utilisée à d'autres fins, telles que le préchauffage du carburant et les éjecteurs des circuits de vide.

La purge du refroidisseur de gaz de procédé 203E001, du premier échangeur de récupération de chaleur I 208E001 et du second échangeur de récupération de chaleur II 208E002 est détendue dans le ballon de condensat 2820002. La vapeur détendue obtenue est envoyée vers le déserteur. L'eau de purge et le condensat de procédé provenant de l'élimination du CO₂ (unité 205) sont acheminés par conduite vers la déminéralisation (unité 090) après le traitement approprié.

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

Chapitre III :
Simulation et
résolution de
l'unité 205

Chapitre III : Simulation et résolution de l'unité 205

III.1 Problématique

III.1.1 L'instabilité et le dysfonctionnement de l'unité de décarbonisation

Nous constatons que les complexes de production de fertilisants pour lesquels le procédé utilisé est basé sur le reformage du gaz naturel exigent une stabilité de l'unité de décarbonatation pour les raisons suivantes :

- Le CO₂ constitue un poison pour les catalyseurs à la suite du procédé.
- Il influe sur la qualité des produits finis.
- Le CO₂ extrait est utilisé comme matière première pour produire de l'urée.
- L'instabilité et le dysfonctionnement de l'unité de décarbonatation seraient un problème majeur.

Le défi du complexe SORFERT est de stabiliser cette unité. En raison de l'apparition de plusieurs problématiques après le démarrage de cette unité en 2013, rencontraient dans la plupart des complexes de fertilisants du monde, nous pouvons citer les problèmes suivants :

- Le problème de moussage est considéré comme un problème majeur.
- La contamination du dioxyde de carbone utilisé dans la synthèse de l'urée par l'hydrogène.
- L'instabilité des niveaux des capacités de l'aspiration des pompes.
- Les températures élevées des deux solutions régénéré et semi-régénéré ce qui oblige les exploitants à augmenter les débits de ces solutions.

Plusieurs théories sur la contamination chimique de la solution de l'absorption (aMDEA) ont été avancées. Cependant ces théories sont écartées après les résultats des analyses effectuées par The Dow Chemical Company. Ces résultats montrent que la teneur en composant moussant est dans les limites acceptables. La solution peut être un traitement par l'utilisation de l'anti-mousse AMERAL 1500.

Après l'investigation de cette unité et l'expérience que nous avons vécues durant cette année d'exploitation, nous avons remarqué que le procédé de refroidissement de la solution permettait de

diminuer d'une façon considérable la mousse. De plus, cela donnait lieu à l'élimination de l'hydrogène qui contaminait le CO₂.

Cette investigation soulève donc une nouvelle théorie sur l'instabilité de cette unité qui est basée sur les facteurs suivants :

- Les températures élevées des deux solutions (régénérer et semi-régénéré).
- Les débits importants cause l'agitation de la solution ce qui donne lieu à l'apparition de mousse.
- Les impuretés des condensats assemblés dans le séparateur 205F001 peuvent être entraînées par le gaz et acheminé vers l'absorbeur.

Pour la résolution de ces problématiques, nous étudierons les deux cas design et actuel. Nous observerons les anomalies dans l'unité en utilisant les paramètres de fonctionnement actuel et nous essayerons de trouver une solution pour faire fonctionner l'unité dans des paramètres convenables.

III.2 Simulation de L'unité 205 CO₂removal

Afin d'avoir une idée précise du fonctionnement de l'unité de décarbonatation, il était essentiel de simuler tous les équipements de l'unité 205 de l'extraction de CO₂.

III.2.1 Méthodologie Adoptée

Il était fondamental de vérifier initialement la configuration de la simulation à l'aide des valeurs de conception, puis de vérifier les valeurs réelles.

Après avoir ajusté la configuration de la simulation pour la convergence des résultats, nous avons étudié cette unité avec les paramètres actuels afin de trouver une solution définitive aux anomalies existantes dans cette dernière et ainsi optimiser son fonctionnement.

III.2.2 Composition du gaz de synthèse

Tableau.III. 1. Le pourcentage molaire des composants du gaz de synthèse (annexe A).

Composants	Pourcentage molaire (%)
Méthane (CH ₄)	0.53
Dioxyde de carbone (CO ₂)	17.91
Monoxyde de carbone (CO)	0.33
Argon (Ar incl. He)	0.25
Hydrogène (H ₂)	59.87
Nitrogène (N ₂)	21.11

❖ Remarque

Notons que les fractions de gaz dans les PFD sont des fractions du gaz sec, il est donc nécessaire de recalculer les fractions des différents flux avec la formule suivante :

$$Y = \frac{(\text{fraction molaire du composant} \times \text{flux volumique})}{\text{flux volumique} + \text{flux de H}_2\text{O}} \dots\dots\dots\text{III.1}$$

Y = Le pourcentage molaire des composants du gaz de synthèse humide (%).

❖ Résultats obtenus

Tableau. III. 2. Le pourcentage molaire des composants du gaz de synthèse humide.

Composants	Pourcentage molaire (%)
Méthane (CH ₄)	0,52
Dioxyde de carbone (CO ₂)	17,73
Monoxyde de carbone (CO)	0,33
Argon (Ar incl. He)	0,25
Hydrogène (H ₂)	59,26
Nitrogène (N ₂)	20,90
Eau (H ₂ O)	1.01

III.2.3 La composition du solvant aMDEA

Après avoir consulté les analyses de la aMDEA, nous avons obtenu les résultats suivants :

III.2.3.1 Le solvant régénéré

Tableau.III. 3. Le pourcentage massique du solvant régénéré.

Composants	Pourcentage massique (%)
Méthyl diéthanolamine MDEA	38
Pipérazine	2
L'eau	60

III.2.3.2 Le solvant semi régénéré

Tableau .III. 4. Le pourcentage massique du solvant semi-régénéré .

Composants	Pourcentage massique (%)
Dioxyde de carbone (CO ₂)	4.5
Méthyl diéthanolamine MDEA	37
Pipérazine	1.91
L'eau	58

III.2.4 Choix du modèle thermodynamique

Les logiciels de simulation permettent de calculer des coefficients d'équilibre liquide – vapeur, les valeurs d'enthalpies et d'entropie, ainsi que les propriétés thermodynamiques adéquates.

Pour cette étude le logiciel nous a recommandé le modèle thermodynamique ACID GAZ.

III.2.5 La colonne d'absorption 205C001

L'absorbeur utilisé dans cette unité est une colonne à garnissage construite par l'entreprise sud-coréenne DOOSAN MECATEC. L'absorbeur à deux étages 105C001 de bas en haut à contre-courant du solvant de lavage.

Tableau .III. 5. Caractéristiques de l'absorbeur 205C001 (annexe B).

Caractéristiques	Section I	Section II
Nombre de plateaux Th.	10	10
Type de garnissage	IMTP construit par RAUSCHERT	IMTP construit par RAUSCHERT
Diamètre de garnissage	4-25mm	5-50 mm
Hauteur de garnissage	6500 mm ×2	6500 mm×2
Diamètre de la colonne a garnissage	3330 mm	4980 mm
Matière de garnissage	Acier carbone	Acier carbone
Marge de fonctionnement	50% - 110% (100%=11701.81 kmol/h)	

❖ Remarque

Nous avons trouvé une troisième section dans cette colonne. Elle est composée de deux plateaux à clapet située au sommet de la colonne, elle sert à réduire l'entraînement des gouttelettes de la MDEA.

Les gouttelettes de solvant potentiellement entraînées dans le gaz sont retenues par deux plateaux de transfert vers lesquels l'eau d'alimentation de chaudière est admise, et par un dévésiculateur installé dans la partie supérieure de l'absorbeur 105C001. Les gouttelettes transportées hors de l'absorbeur pendant les perturbations de fonctionnement sont séparées du gaz de procédé dans le séparateur 105F002.

The screenshot shows the 'Parameters' tab for 'Acid Gas' in ASPEN HYSYS V8.8. The 'Calculation Type' is set to 'Efficiency'. Under 'Auto-size Column for Costing', the 'Use Specified Geometry for Costing' option is selected. The main table lists parameters for three sections: Section 1, Section 2, and Section 3.

Column Section	Section 1	Section 2	Section 3
Start Stage	1_Main Tower	3_Main Tower	13_Main Tower
End Stage	2_Main Tower	12_Main Tower	22_Main Tower
Column Type	Valve	Packed	Packed
Valve Type	Glitsch		
Column Diameter [m]	3,330	3,330	4,980
Tray Spacing/Stg Pack Hght [m]	0,5000	1,300	1,300
Packing Type		IMTP	IMTP
Packing Vendor		GENERIC	GENERIC
Packing Material		MFTAI	MFTAI
Interfacial Area Method	Scheffe	Onda	Onda
Mass Transfer Method	AICHE	Onda	Onda

Figure .III. 1. Caractéristiques d'absorbeur sur ASPEN HYSYS V8.8.

III.2.6 La colonne de régénération HP flash Vessel 205C002

La colonne de régénération 205C002 utilisée dans cette unité sert à flasher la MDEA avec une pression de 6.6 Bar pour libérer une faible quantité de CO₂ ainsi que les gaz légers entraînés par la MDEA comme le H₂, N₂, CO et CH₄. Ces gaz sont ensuite acheminés dans le circuit de gaz combustible du reformeur primaire 103B001.

Tableau. III. 6. Caractéristiques du régénérateur 205C002 (annexe B).

Caractéristiques	Section I	Section II
Type de garnissage	Pall ring	-
Diamètre de garnissage	50 mm	-
Hauteur de garnissage	3000 mm	-
Diamètre	4900 mm	4900 mm
Matière de garnissage	Acier carbone	-
Marge de fonctionnement	60%-110%	

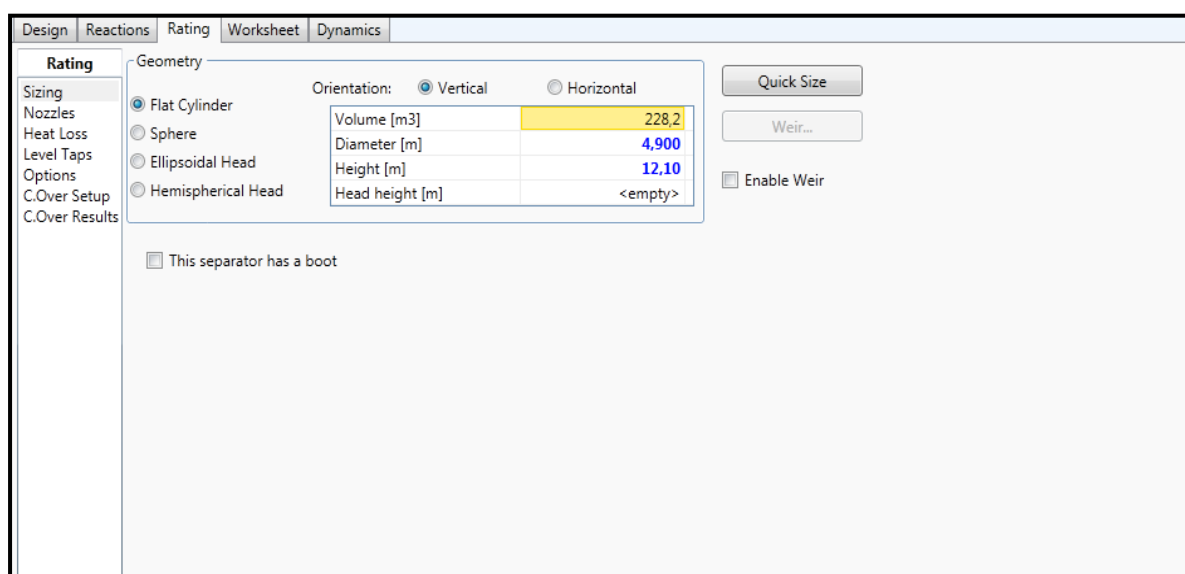


Figure .III. 2 .Caractéristiques de 205C002 sur ASPEN HYSYS V8.8.

III.2.7 La colonne de régénération LP flash Vessel 205C003

La colonne de régénération 205C003 est utilisée pour flasher la MDEA une seconde fois à une pression de 1.6 bar pour libérer la majorité de quantité de CO₂.

Avec ce procédé, la solution est régénérée à presque 80%, le CO₂ libéré est envoyé vers une série d'échangeurs à plaques pour le refroidir, les condensations obtenues sont utilisées pour l'eau de lavage au sommet de C002 et C003.

Tableau III.6. Caractéristiques du régénérateur 205C003 (annexe B).

Caractéristiques	Section I	Section II
Type de garnissage	Pall ring	-
Diamètre de garnissage	50 mm	-
Hauteur de garnissage	6000 mm	-
Diamètre	6100 mm	6000 mm
Matière de garnissage	Acier carbone	-
Marge de fonctionnement	60%-110%	

Parameters	Section 1	Section 2
Calculation Type	Efficiency	
Auto-size Column for Costing	<input checked="" type="radio"/>	
Use Specified Geometry for Costing	<input type="radio"/>	
Column Section	Section 1	Section 2
Start Stage	1_Main Tower	3_Main Tower
End Stage	2_Main Tower	10_Main Tower
Column Type	Bubble	Packed
Column Diameter [m]	6,100	6,100
Tray Spacing/Stg Pack Hght [m]	0,5000	0,7500
Packing Type		PALL
Packing Vendor		GENERIC
Packing Material		METAL
Packing Dimensions		2-IN OR 50-MM
Flow Model	VPlug	VPlug
Interfacial Area Method	Scheffe	Onda
Mass Transfer Method	AICHE	Onda

Figure .III. 3.Caractéristiques de 205C003 sur ASPEN HYSYS V8.8.

III.2.8 La colonne de régénération stripper 205C004

La colonne de régénération 205C004 se rapproche d'une colonne de distillation à la différence qu'elle n'a pas de zone de rectification, cette colonne sert à régénérer la MDEA à 100%.

Tableau.III. 7. Caractéristiques du régénérateur 205C004 (annexe B).

Caractéristiques	Section I	Section II
Type de garnissage	PRM 50	PRM 50
Diamètre de garnissage	50 mm	50 mm
Hauteur de garnissage	5000 mm	5000 mm
Diamètre	3600 mm	3600 mm
Matière de garnissage	Diviser en deux parties 1500 mm acier inoxydable 3500 mm acier carbone	Acier carbone
Marge de fonctionnement	60%-110%	

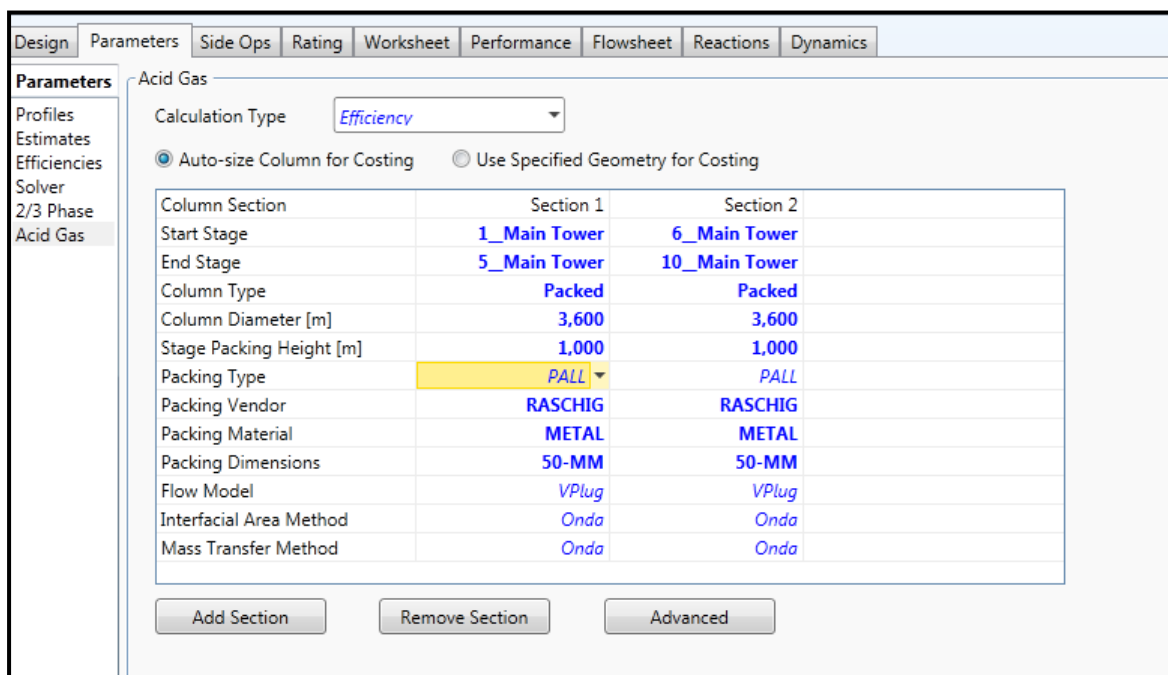


Figure.III. 4. Caractéristiques de 205C004 sur ASPEN HYSYS V8.8.

III.3 Simulation du cas design

Après avoir défini les équipements principaux utilisés dans cette unité, on va tout d'abord voir l'exactitude de notre simulation. En simulant le cas design, nous allons comparer les résultats obtenus avec celles du designer afin d'étudier le cas actuel.

III.3.1 Les paramètres de fonctionnement de l'absorbeur

Tableau.III. 8. Paramètres de fonctionnement de l'absorbeur 205C001 (annexe A).

Paramètres	Valeur
Température du solvant régénérer	50 ° C
Débit du solvant régénérer	519 m ³ /h
Température du solvant semi-régénérer	75 ° C
Débit du solvant semi- régénérer	2661 m ³ /h
Débit de gaz de synthèse	221150 kg/h
Pression de tête	35.3 bar
Pression de fond	35.8 bar

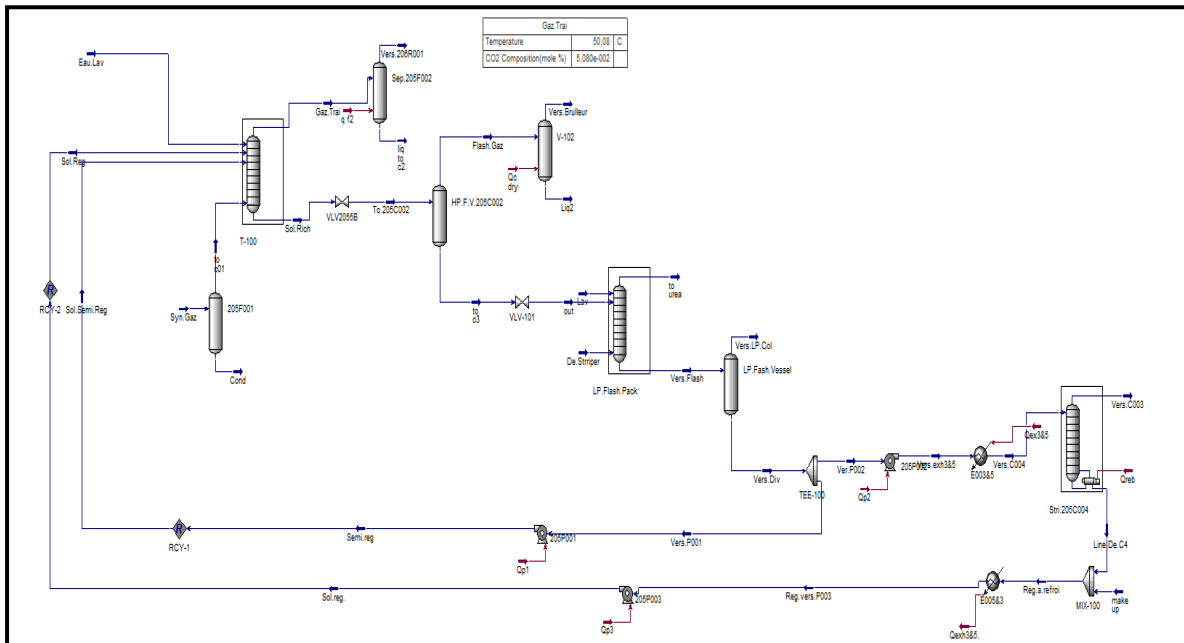


Figure. III. 5. Diagramme de simulation de l'unité de décarbonatation sur ASPEN.

III.3.2 Compression des résultats obtenus par simulation avec celles du désigne

III.3.2.1 Les résultats de L'absorbeur 205C001

Le tableau (III.9) représente les paramètres de sortie de la colonne de fractionnement calculés par le constructeur et ceux obtenus par HYSYS.

Tableau.III. 9. Paramètres de sortie du cas design et de la simulation de C001 (annexe C).

Paramètres	Design	Simulation Par ACID PK	Erreur %
Débit de Gaz traité (kg/h)	106428	105600	0,78
Débit d'amDEA riche (m ³ /h)	3228	3324	2,97
Température de tête (°C)	50	50,11	0,22
Température de fond (°C)	84	82,71	1,54
CO ₂ tête	0,05	0,05	0,00
P tête (bar)	35,3	35,3	0,00
P fond (bar)	35,8	35,8	0,00

$$erreur = (|V_{designe} - V_{designesumile}| / V_{designe}) \dots \dots \dots III.2$$

V : volume (m³).

D'après les résultats, nous avons obtenu pour tous les paramètres une marge d'erreur inférieure à 4%, ce qui signifie que le modèle thermodynamique se rapproche du cas design.

Le simulateur permet de représenter le profil des différents paramètres le long de la colonne.

III.3.2.1.1 Profil de température

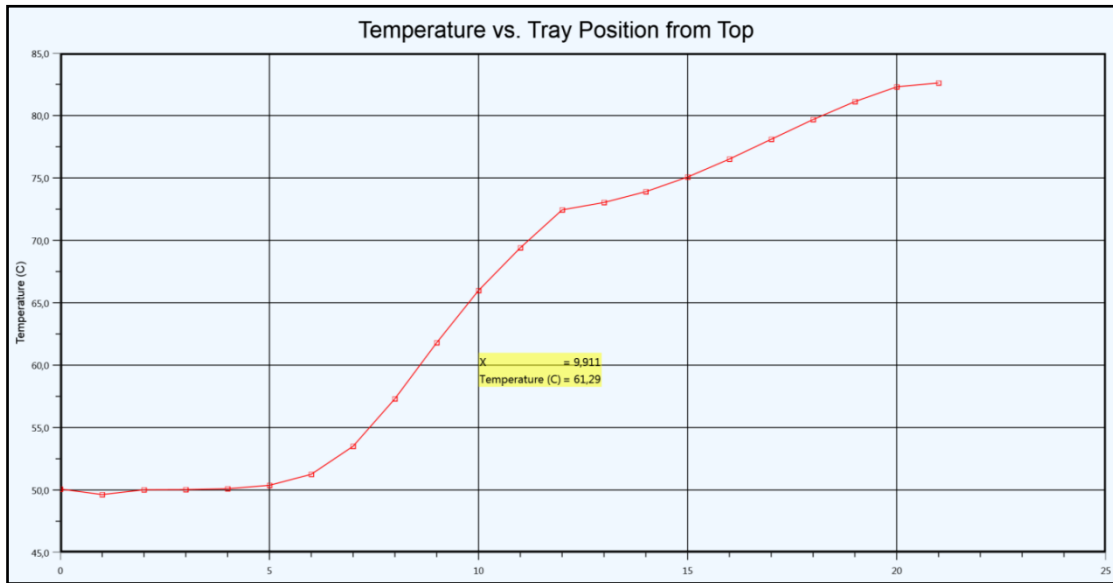


Figure III. 6. Profil de température obtenu par Hysys du cas design de C001..

❖ L'interprétation

Nous constatons que la température varie d'une façon progressive et constante le long de la colonne. Cette progression est due à la nature exothermique de la réaction d'absorption du CO₂ dans les amines, la variation régulière montre le bon fonctionnement et la stabilité de l'absorbeur.

III.3.2.1.2 Profil de débit

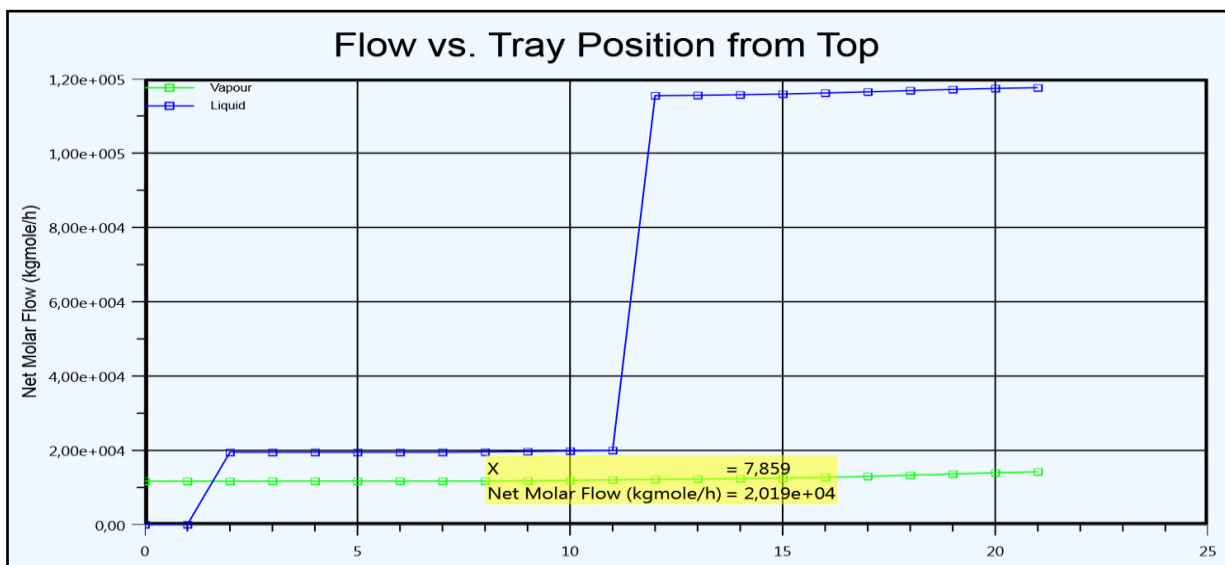


Figure.III. 7. Profil des débits obtenu par Hysys du cas design de C001.

❖ L'interprétation

Nous observons d'après La figure (III.7.) que le débit molaire de la vapeur est quasiment stable le long de la colonne. En revanche le débit du liquide accélère brusquement au 12^{ème} plateau en raison de l'introduction de l'alimentation de la solution semi-régénéré dans ce dernier.

III.3.2.1.3 Profil de pression

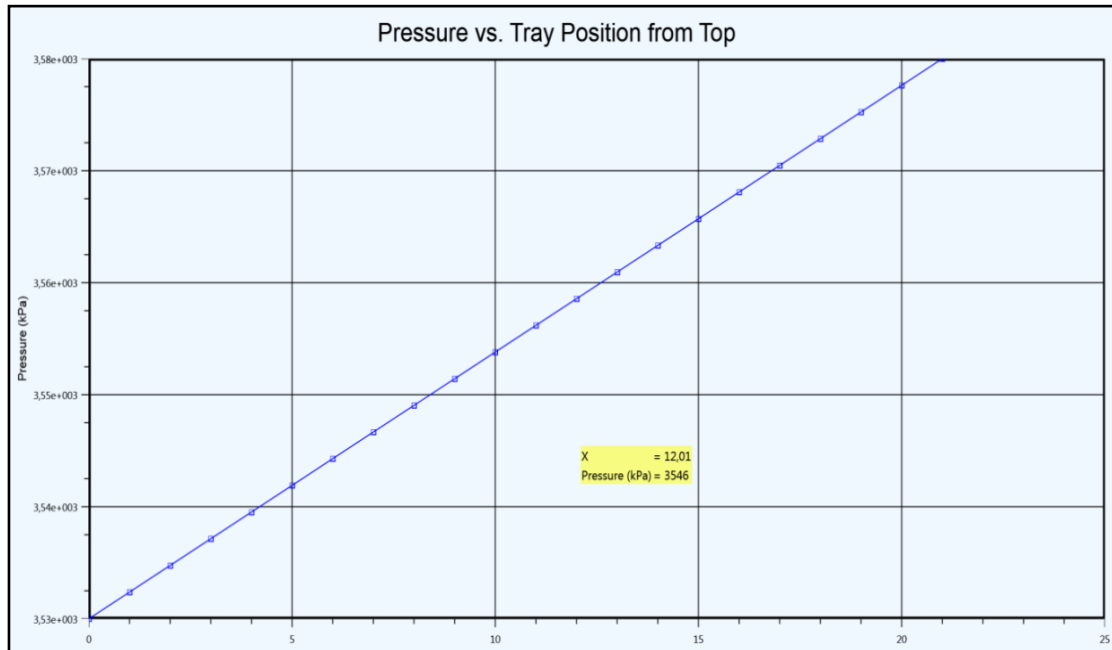


Figure .III.8. Profil de pression obtenu par Hysys du cas design de C001

❖ L'interprétation

En observant le profil de pression le long de l'absorbeur, nous constatons une faible perte de charge ; ce qui démontre que nous avons une circulation absolue du liquide et de la vapeur à travers le garnissage.

III.3.2.1.4 Profil de fraction molaire de CO₂

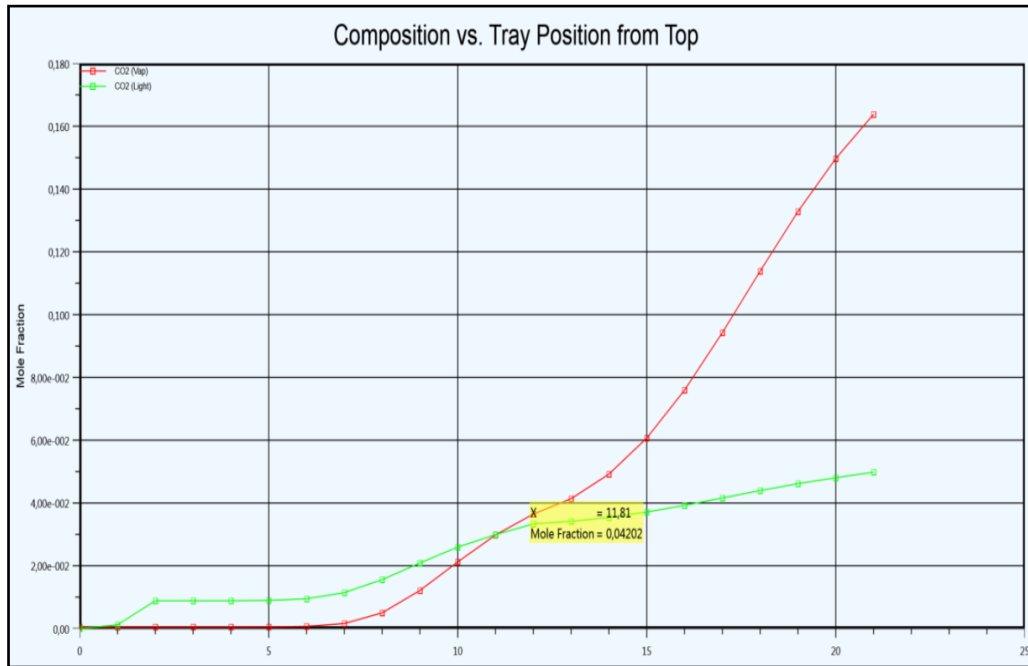


Figure .III. 9. Profil de fraction molaire du CO₂ obtenu par Hysys du cas design de C001.

❖ L'interprétation

La lecture les figures (III.9.) précédents en comparaison au figure (III.9.) qui représente la fraction molaire de CO₂ dans le gaz de synthèse le long de l'absorbeur, nous montre qu'après avoir quitté la partie inférieure de la cuve de détente BP, la solution semi-régénéré, qui a déjà subi une régénération, est partagé en deux flux.

Le gaz s'écoule à travers l'absorbeur à deux étages. Dans la zone inferieure de la colonne au grand débit de la solution semi-régénérée, nous constatons que la majorité du dioxyde de Carbone est ingérer par cette solution.

En revanche, la quantité de CO₂ absorbée dans la zone supérieure est moins importante que celle absorbée dans la zone inferieure de la colonne.

Néanmoins, nous observons que dans cette zone, la fraction de CO₂ atteint une valeur minime grâce aux températures basses et à la concentration de la solution régénéré. Ce process incite l'absorption de faible quantité du dioxyde de carbone et nous permet d'extraire le maximum de CO₂ et d'avoir un gaz traité à 500 ppm en dioxyde de carbone.

III.3.2.2 Résultats de la colonne de régénération C002

Le tableau (III.10) représente les paramètres de sortie de la colonne de régénération 205C002 calculés par le constructeur et ceux obtenus par HYSYS.

Tableau .III. 10. Paramètres de sortie du cas design et de la simulation de C002 (annexe C).

Paramètres	Design %	Simulation Par ACID PK	Erreur %
CO ₂	66,12	65,25	1,31
CO	0,12	0,11	10,26
Ar (INC, He)	0,00	0,17	-
H ₂	21,93	21,48	2,07
N ₂	4,00	5,87	46,67
H ₂ O	7,59	6,58	13,27

❖ L'interprétation

Dans le tableau (III .10.) les valeurs prissent en compte sont :

- La fraction molaire de CO₂
- La fraction de H₂,

Nous remarquons que l'erreur relative est toujours dans les marges acceptables ce qui affirme la conformité de la simulation.

III.3.2.3 Les résultats de la colonne de régénération 205C003

Le tableau (III.11) représente les paramètres de sortie de la colonne de régénération 205C003 calculés par le constructeur et ceux obtenus par HYSYS.

Tableau.III. 11. Paramètres de sortie du cas design et de la simulation du C003 (annexe C).

Paramètres	Design	Simulation Par ACID PK	Erreur %
Débit de CO ₂ à la sortie de C003 (kg/h)	119830	117200	2,19
Débit d'aMDEA Semi- régénéré (m ³ /h)	3254	3242	0,37

Température de tête (°C)	74	75,91	2,58
Température de fond (°C)	75	74,34	0,88
P tête (bar)	1,6	1,6	0,00
P fond (bar)	1,6	1,6	0,00
Composition % massique CO ₂	0,0541	0,0541	0,00

❖ L'interprétation

L'erreur relative est inférieure à 4% ce qui certifie que la simulation de la colonne de régénération LP flash 205C003 est correcte.

III.3.2.3.1 Profil de température

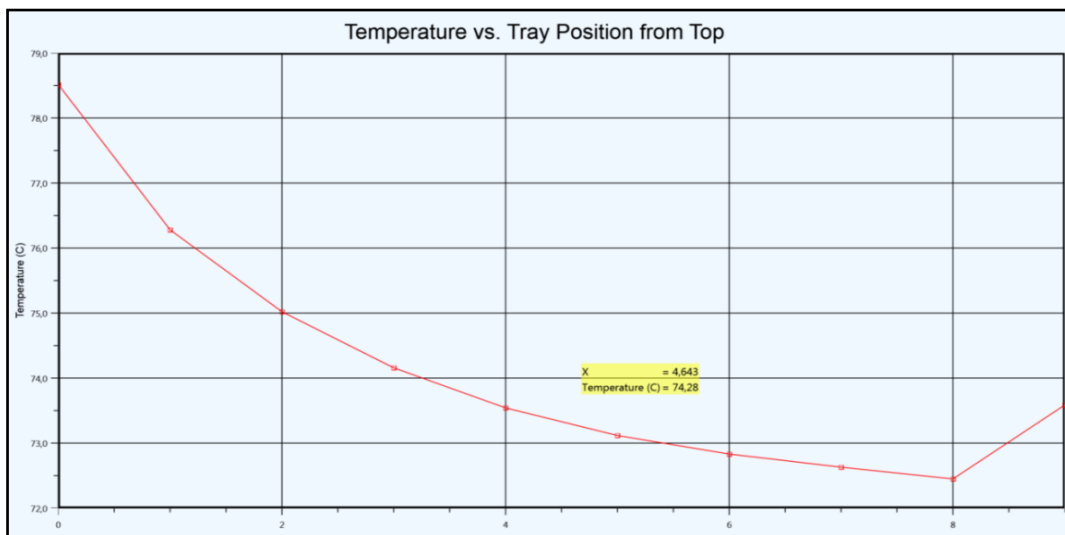


Figure .III. 10. Profil de température obtenu par Hysys du cas design de C003.

❖ L'interprétation

La figure (III.10) démontre une diminution de la température d'une façon régulière jusqu'au 8^{ème} plateau. L'introduction de CO₂ augmente la température de la solution avec une méthode décapante (stripper).

III.3.2.3.2 Profil de pression

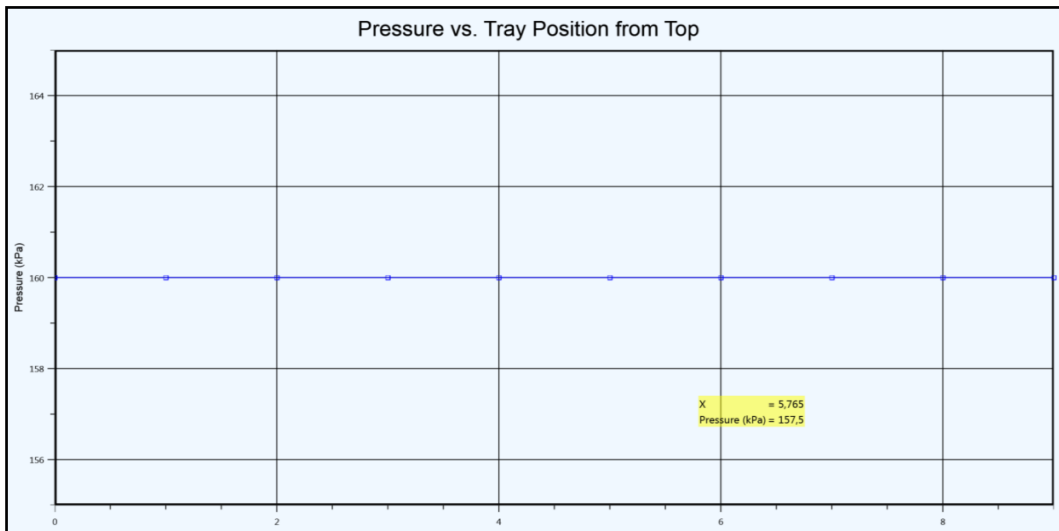


Figure .III. 11. Profil de pression obtenu par Hysys du cas design de C003.

❖ L'interprétation

La pression est continue le long de la colonne ce qui explique que les pertes de charge sont presque nulles.

III.3.2.3.3 Profil de fraction molaire de CO₂

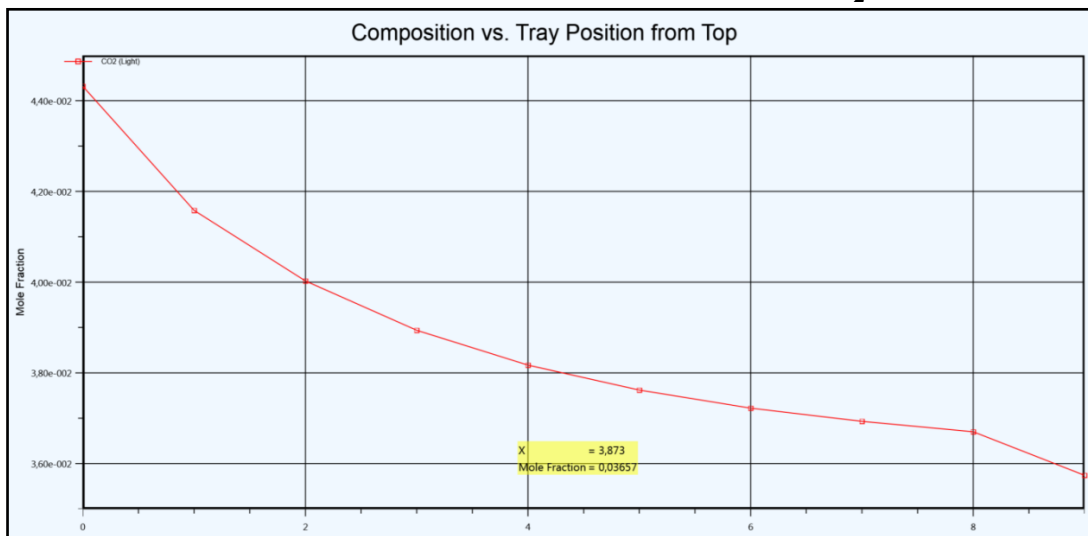


Figure. III. 12 .Profil de composition obtenu par Hysys du cas design de C003.

❖ L'interprétation

La libération du CO₂ le long de la colonne est régulière, or nous constatons une chute brutale du 8^{eme} au 9^{eme} plateau en raison de l'augmentation de la température. Cela est dû à l'introduction du CO₂ libéré par le stripper.

III.3.2.4 Les résultats de la colonne de régénération 205C004

Le tableau (III.12.) représente les paramètres de sortie de la colonne de fractionnement calculés par le constructeur et ceux obtenus par HYSYS.

Tableau .III. 12. Paramètres de sortie du cas design et de la simulation de C004 (annexe C).

Paramètres	Design	Simulation par ACID PK	Erreur %
Débit de CO ₂ à la sortie de C004 kg/h	42438	38890	8,36
Débit d'aMDEA régénéré m ³ /h	532	536	0,75
Température de tête (°C)	96	101,9	6,14
Température de fond (°C)	120	121	0,83
P tête (bar)	1,7	1,7	0
P fond (bar)	1,7	1,7	0
Composition % molaire CO ₂	1	1,145	14,5

❖ L'interprétation

L'erreur relative est toujours dans les marges acceptables, ce qui atteste l'exactitude de la simulation.

III.3.2.4.1 Profil de température

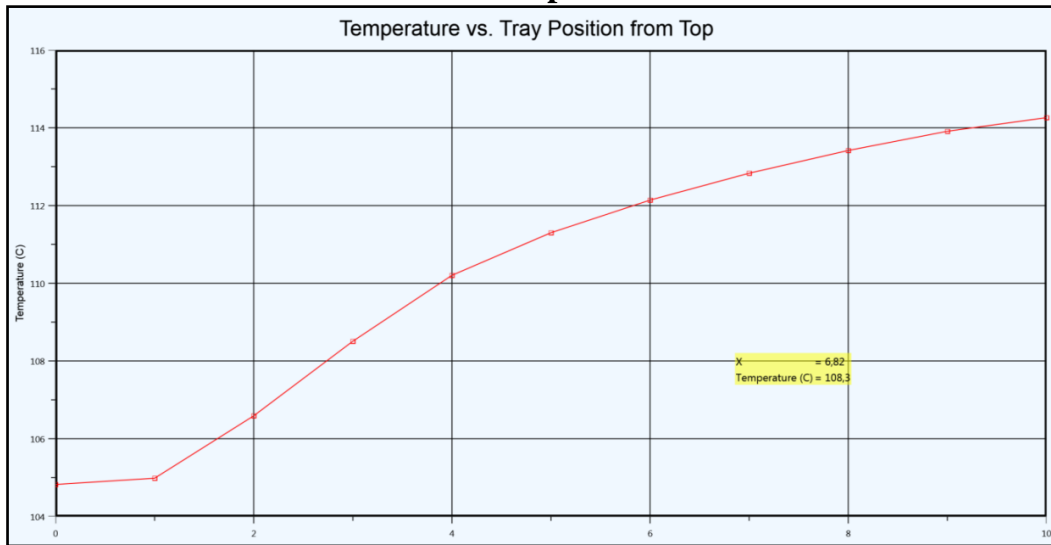


Figure.III. 13. Profil de température obtenu par Hysys du cas design de C004.

❖ L'interprétation

La température influe d'une façon régulière du haut vers le bas de la colonne. Cette augmentation est une conséquence de la présence du rebouilleur au fond de la colonne.

III.3.2.4.2 Profil de pression

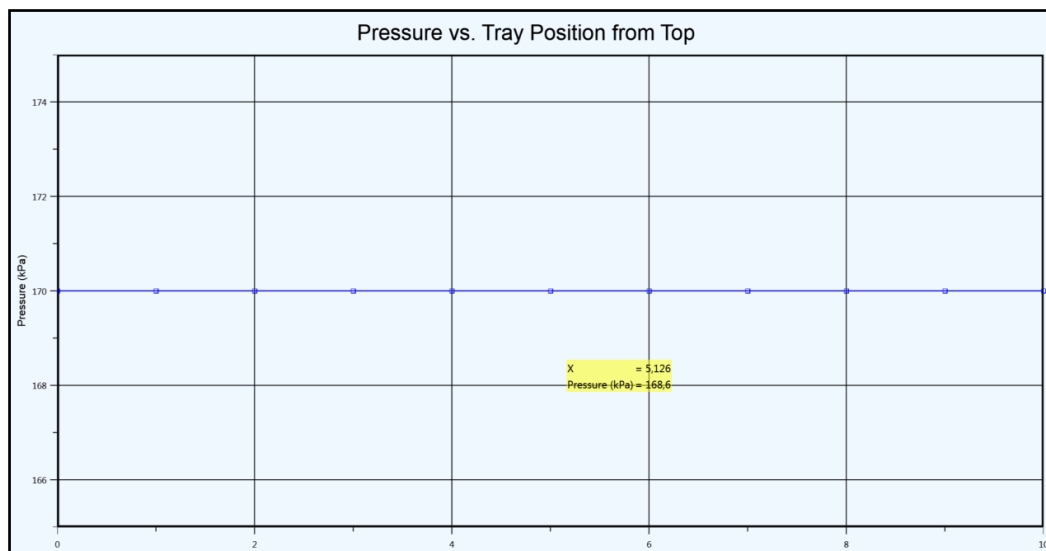


Figure .III. 14 .Profil de pression obtenu par Hysys du cas design de C004.

❖ L'interprétation

Les pertes de charge sont nulles le long du stripper.

III.3.2.4.3 Profil de fraction molaire

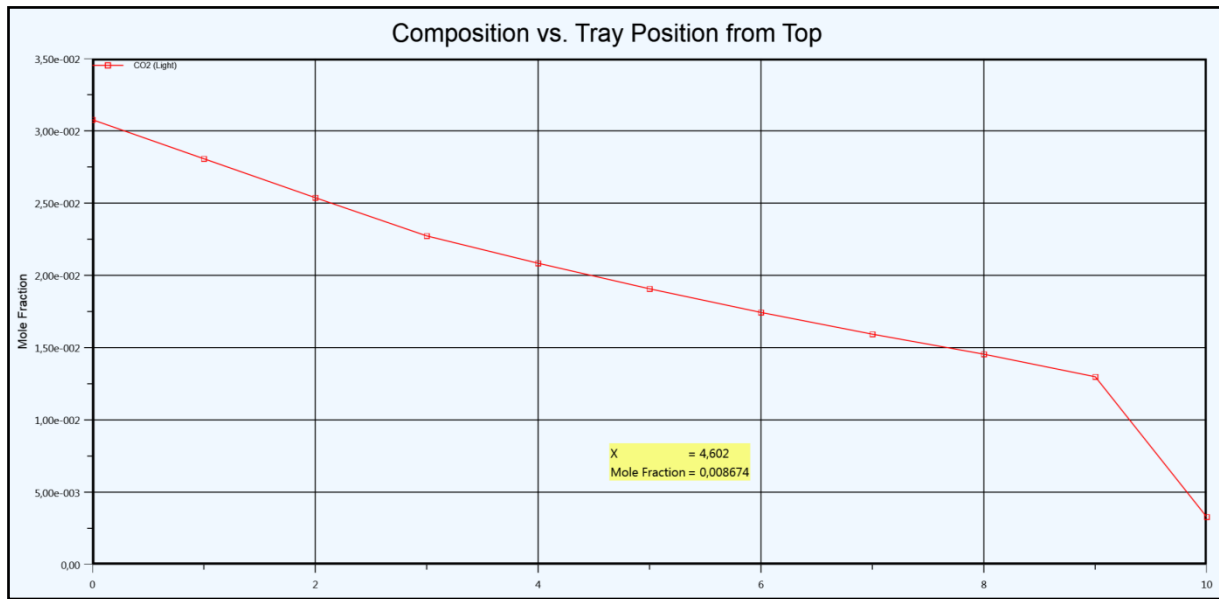


Figure.III. 15. Profil de fraction molaire du CO₂ obtenu par Hysys du cas design de C004.

❖ L'interprétation

La fraction molaire de CO₂ s'amenuise d'une façon régulière du haut vers le bas de la colonne de stripage. Cette diminution est due à l'accroissement de la température le long de la colonne. Ce processus favorise la régénération de l'amDEA et libère la totalité du CO₂, ce qui a pour conséquence de produire la solution régénérée utilisée comme alimentation au sommet de l'absorbeur.

III.3.3 Conclusion

En effet, les résultats issus de la simulation ainsi que les résultats issus du design sont équivalents. Nous pouvons compter sur cette simulation pour étudier le cas actuel et proposer des solutions afin de résoudre l'instabilité de l'unité.

La simulation nous a donné lieu d'étudier les différents profils :

- Température.
- Débit.
- Fraction molaire de CO₂.

Nous pouvons confirmer la stabilité de l'unité dans les paramètres de fonctionnement design.

III.4 Vérification du cas actuel

III.4.1 Les résultats de la simulation

Pour ce cas d'étude nous avons effectué une simulation de l'unité avec les données réelles de fonctionnement de l'unité 205.

A noter que pour aboutir à une teneur en CO₂ inférieure à 0.05 % après le démarrage de l'unité en 2013. Il a été nécessaire de paramétrer des modifications relatives aux paramètres design comme les débits des deux solutions ; régénérer et semi-régénérer.

Tableau.III. 13. Paramètres de fonctionnement de l'absorbeur 205C001 du cas actuel.

Paramètres	Design	Actuel
Débit de solution semi-régénéré m ³ /h	2661	3050
Débit de solution régénéré m ³ /h	519	610
Température de solution semi-rég. °C	75	90
Température de solution rég (° C)	50	60

III.4.1.1. Les résultats obtenus par simulation du cas actuel de l'absorbeur 205C001

Les résultats obtenus par simulation sont exprimés dans le tableau suivant :

Tableau.III. 14 . Paramètres de sortie du cas actuel et de la simulation de C001 (annexe D).

Paramètres	Actuel	Simulation par ACID PK	Erreur %
Débit de gaz sorti de C001 (kg/h)	119830	106000	11,54
Température de tête (°C)	60	59,74	0,43
Température de fond (°C)	95,51	96,56	1,10
Composition (CO ₂) tête % molaire	0,05	0,047	6,00

P tête (bar)	35,3	35,3	0,00
P fond (bar)	35,8	35,8	0,00

Nous constatons que les résultats du simulateur se rapprochent du cas actuel pour les débits, les températures et la composition du gaz traité,

Ces résultats nous permettent d'étudier les profils de température et les fractions molaires le long de la colonne.

III.4.1.1.1 Profil de température

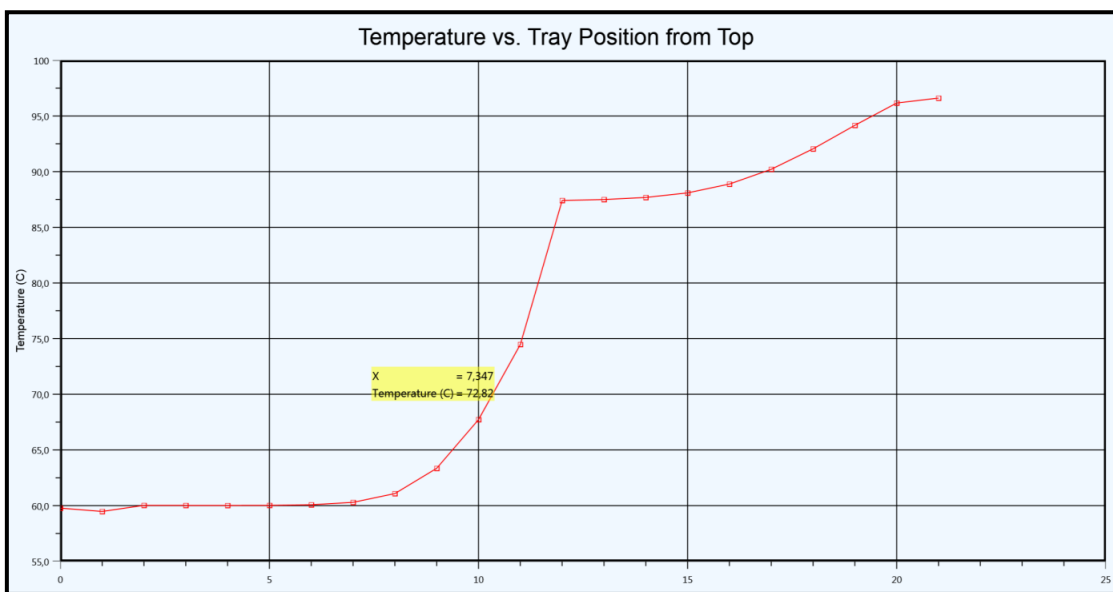


Figure III. 16. Profil de température obtenu par ASPEN HYSYS V8.8 du cas actuel de C001.

❖ L'interprétation

A la suite de l'analyse du diagramme, nous remarquons que la température varie d'une façon irrégulière. La température diminue progressivement du 20^{ème} au 12^{ème} étages puis chute brusquement du 12^{ème} au 7^{ème} étages ce qui a pour conséquence la défavorisation de l'absorption et cause d'un déséquilibre entre les deux phases liquide-vapeur.

Cela est le résultat d'une température élevée de l'alimentation des deux solutions suivantes :

- Régénéré
- Semi-régénéré.

III.4.1.1.2 Profil de débits

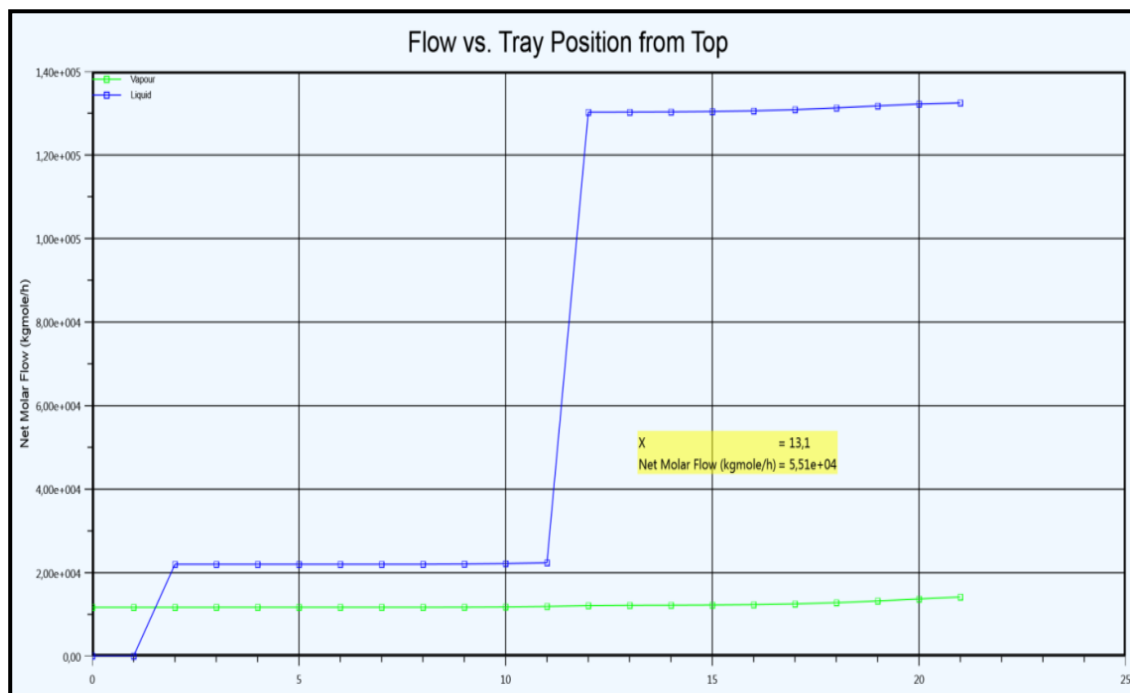


Figure .III. 17.Profil des débits obtenu par ASPEN HYSYS V8.8 du cas actuel de C001.

III.4.1.1.3 Profil de pression

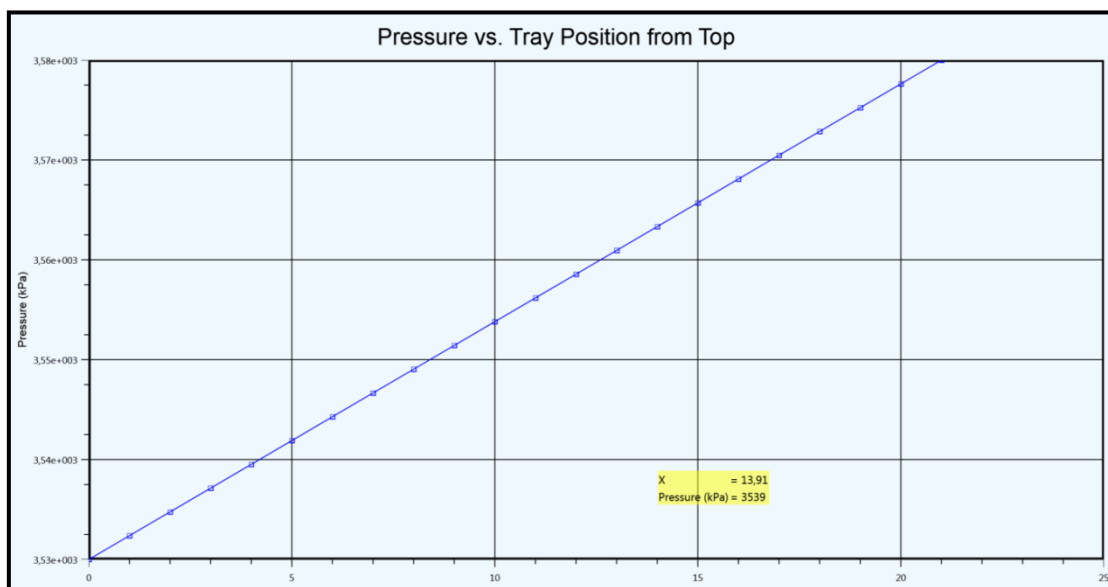


Figure .III. 18.Profil de pression obtenu par ASPEN HYSYS V8.8 du cas actuel de C001.

❖ L'interprétation

La pression diffère d'une façon régulière malgré l'augmentation de débit de l'aMDEA ce qui démontre que les débits actuels n'influent pas les pertes de charge le long de la colonne.

III.4.1.1.4 Profil de fraction

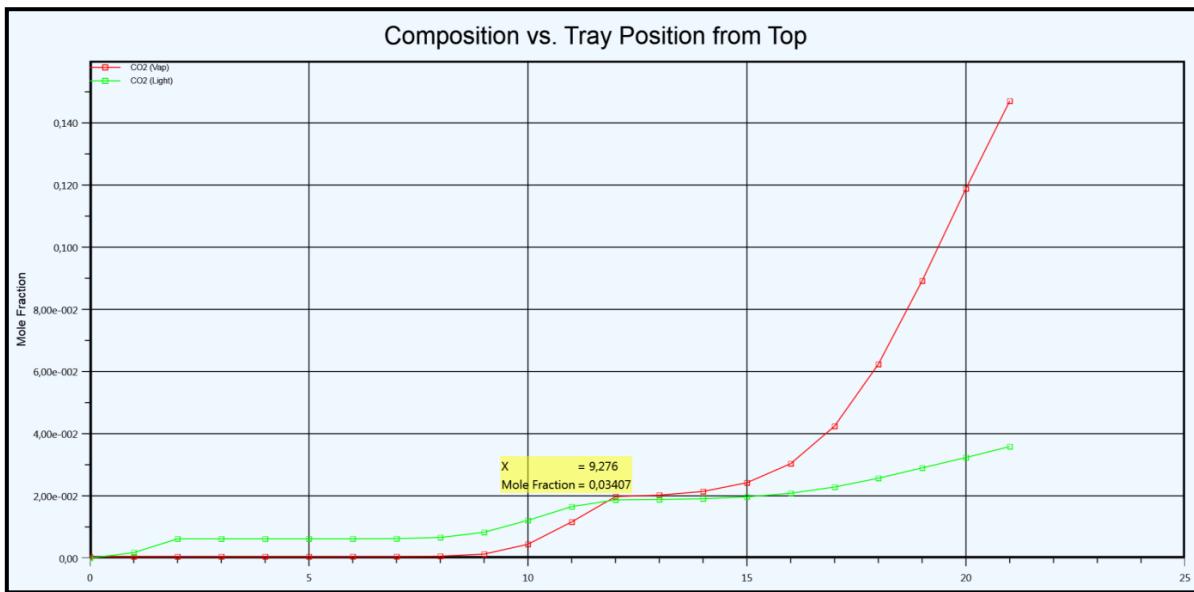


Figure.III. 19.Profil de fraction molaire du CO₂ obtenu par Hysys du cas actuel de C001.

❖ L'interprétation

Nous remarquons que la variation de la fraction molaire de CO₂ dans le gaz de synthèse est irrégulière en particulier dans le 12^{ième}, 13^{ième} et le 14^{ième} étages, cela est due à une température élevée de la solution semi-régénérée.

Cette température favorise une libération de CO₂ dans ces plateaux, ce qui impose de trouver une solution fiable pour la contrôler.

III.4.1.2. Les résultats obtenus par la simulation de cas actuel de colonne de flash 205C002

Tableau.III.15. Paramètres de sortie du design et de la simulation du C002 dans le cas actuel (annexe D).

Paramètres	Design	Simulation Par ACID PK	Erreur %
CO ₂	66,12	59,51	99,10
CO	0,12	0,11	99,10
Ar (INC, He)	0,00	0,30	-
H ₂	21,93	22,69	98,97
N ₂	4,00	5,55	98,61
H ₂ O	7,59	11,43	98,49
Composition % massique CO ₂	0,0541	0,0341	36,97

❖ L'interprétation

Les résultats obtenus montrent que la variation des paramètres de fonctionnement de l'absorbeur influence directement la composition du gaz de flash et abouti au fonctionnement de la colonne de flash 205C002 hors design.

III.4.1.3. Les résultats obtenus par simulation de cas actuel de la colonne de flash 205C003

III.4.1.3.1 Profil de température

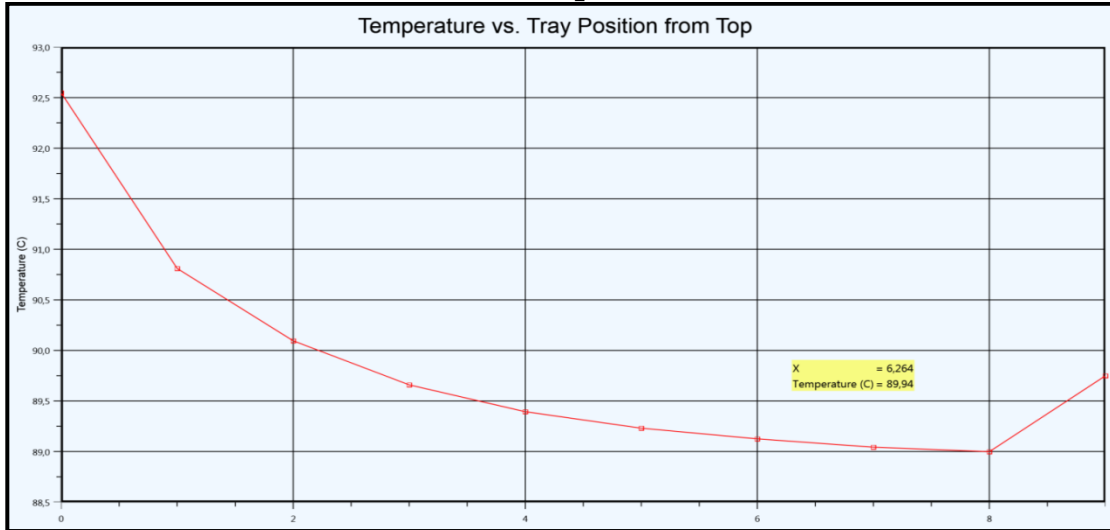


Figure.III. 20.Profil de température obtenu par ASPEN HYSYS V8.8 du cas actuel de C003.

III.4.1.3.2 Profil de fraction molaire de CO₂

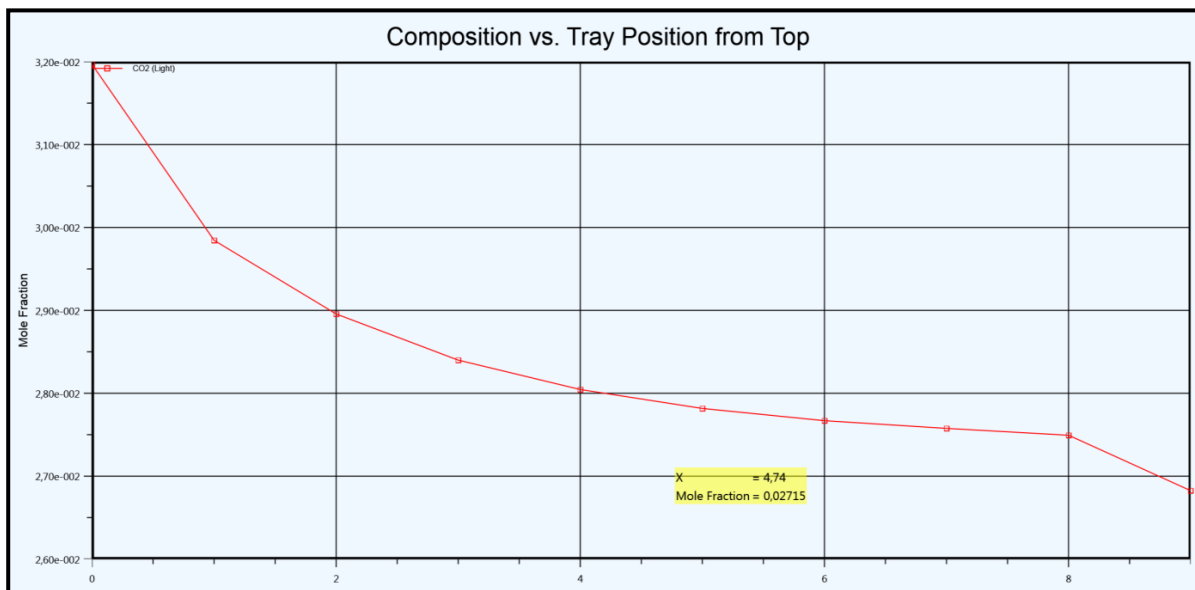


Figure .III. 21.Profil de fraction molaire du CO₂ obtenu par Hysys du cas actuel de C003.

❖ L'interprétation

En analysant les résultats du cas actuel avec le cas design, nous constatons que la colonne fonctionne à une température supérieure comparé à celle du design.

Cela s'explique par la température très élevée de la solution semi-régénéré.

Le profil de fraction molaire de CO₂ dans la solution est équivalent à celui du design, alors que la fraction molaire du CO₂ dans la solution est inférieure au design.

III.4.1.4. Les résultats obtenus par simulation de cas actuel de colonne de flash de 205C004

Tableau .III.16. Paramètres de sortie du design et de la simulation de C004 dans le cas actuel (annexe D).

Paramètres	Design	Simulation Par ACID PK	Erreur %
Débit de CO ₂ sortie de C004 (kg/h)	42438	38890	8,36
Debit d'aMDEA Reg (m ³ /h)	532	536	0,75
Température de tête (°C)	96	101,9	6,14
Température de fond (°C)	120	121	0,83
P tête (bar)	1,7	1,7	0
P fond (bar)	1,7	1,7	0
Composition % molaire (CO ₂)	1	0,041	95,9

❖ L'interprétation

Nous observons que les résultats sont presque similaires à celles du design à l'exception de la concentration en CO₂ qui est inférieure à celle recommandée par le design.

III.4.1.4.1 Profil de température

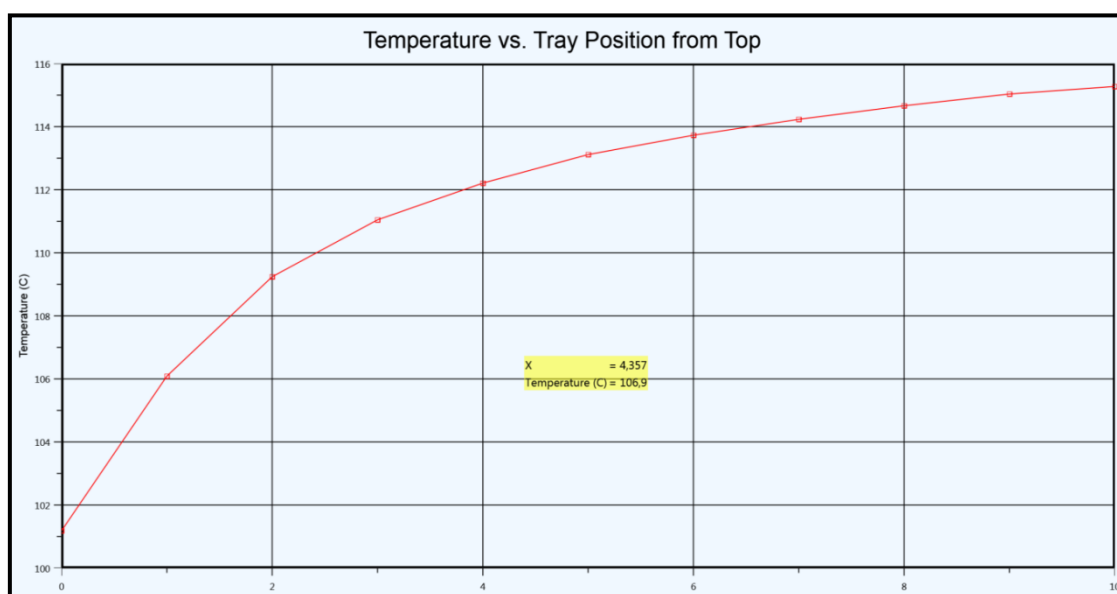


Figure .III. 22. Profil de température obtenu par ASPEN HYSYS V8.8 du cas actuel de C004.

III.4.1.4.2 Profil de fraction molaire de CO₂

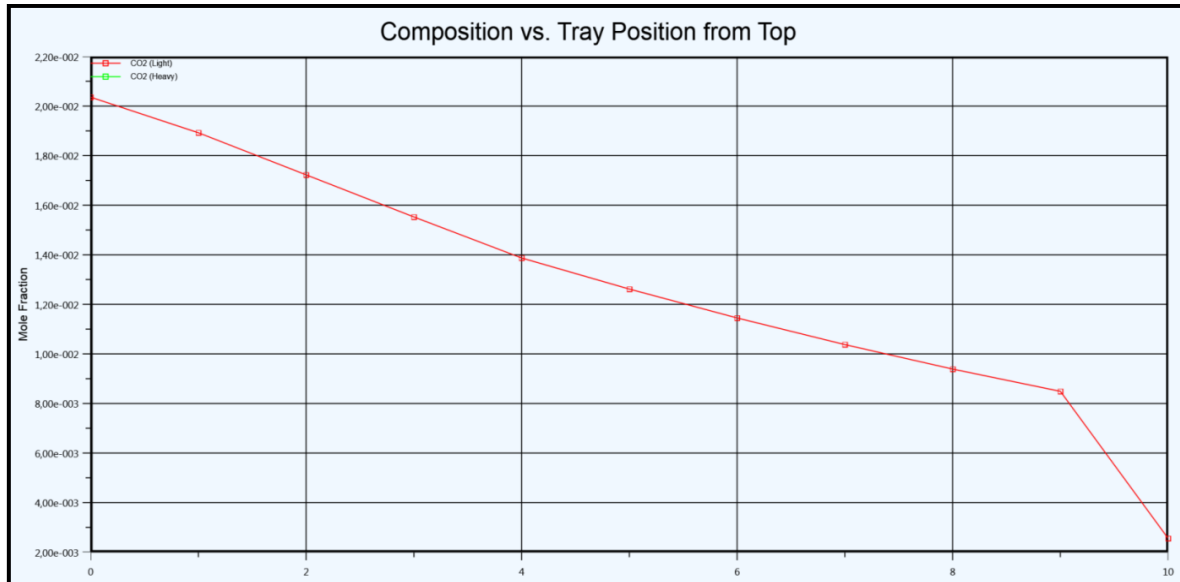


Figure .III. 23. Profil de fraction molaire du CO₂ obtenu par Hysys du cas design de C004.

❖ L'interprétation

Les résultats que nous avons obtenus depuis la simulation du décapant (stripper) avec les paramètres actuels sont équivalents aux résultats obtenus lors de la simulation du cas design grâce à l'échangeur 205E005 qui régule la température de l'alimentation de cette colonne. La variation de température que nous retrouvons dans la fraction molaire est régulière au niveau de la colonne de stripage. Il est important de noter que la fraction molaire de CO₂ dans la solution régénérée est inférieure au design, cela est dû à la fraction de CO₂ dans la solution semi-régénérée.

III.4.2 Conclusion

Après avoir étudié le cas design et le cas actuel, nous constatons que les températures et les débits hautement élevés des solutions (régénérer et semi-régénéré) utilisés dans l'absorbeur altère la performance de captage du CO₂ et a pour conséquence une variation irrégulière des différents profils le long de la colonne.

Il en résulte une instabilité générale dans l'unité, ainsi qu'une perte de capacité d'aspiration des pompes par l'utilisation de débit important ce qui aurait pour conséquence de compromettre et interrompre par urgence la production. Cela laisse une faible marge pour l'exploitation de l'unité.

De plus, cela écourte la durée de vie de l'aMDEA. L'expérience acquise dans cette unité nous donne l'opportunité de constater que la température élevée de solution génère la formation de mousse.

L'exploitation de cette unité est un challenge et montre l'obligation et l'exigence de trouver une solution définitive à ces augmentations de température. De ce fait, il faut réparer l'échangeur 205E003 pour contrôler la température du sommet de la colonne.

Conclusion générale

Conclusion générale

Ce travail s'inscrit dans le cadre d'une étude technique afin d'améliorer et vérifier les performances de l'unité de décarbonation au niveau du complexe de production des fertilisants SORFERT.

Concernant les valeurs design, nous avons constaté que les températures et les débits utilisés dans l'unité sont très élevés. En période d'exploitation de cette unité, nous avons remarqué une instabilité générale, cette situation critique nous a engagés à trouver une solution définitive et fiable afin de reprendre le contrôle.

Après avoir vérifié et analysé la conformité de notre simulation à l'aide du modèle thermodynamique ACIDGAZ ainsi qu'en étudiant le cas actuel et les différents profils le long des colonnes, nous avons obtenu les résultats suivants :

- Le profil de température est instable le long de l'absorbeur 205C001.
- La fraction du CO₂ varie d'une façon irrégulière le long de l'absorbeur 205C001. L'irrégularité est due aux températures élevées des solutions.
- Les pertes de charge sont acceptables dans l'absorbeur malgré l'augmentation des débits de solution.
- Les colonnes de régénération 205C002 et 205C003 sont affectés par la température élevée de l'aMDEA
- Le stripper fonctionne d'une façon normale mais le taux de CO₂ dans la solution régénérée est inférieur aux taux recommandés par le design.

En fonction des résultats obtenus, nous avons transmis les recommandations suivantes au département technique :

- La réparation de l'échangeur 206E003 est une obligation afin de reprendre le contrôle de la température de la solution régénérée.
- L'installation d'un nouvel échangeur 205E007 permettra de contrôler la température de la solution semi régénérée et favorisera l'absorption du CO₂.
- Le débit de cette solution sera diminué et cette action permettra d'augmenter la durée de vie de l'aMDEA.

Références bibliographiques

Liste des abréviations

SORFERT : Sonatrach Orascom Fertiliser

RTO : région de transport ouest

PFD : process flow Diagram

MDEA : Méthyle di-Ethanol Amine

aMDEA : Méthyle di-ethanolamine activé

PZ : Pipérazine

BFW : boiler feed water (L'eau d'alimentation de chaudière)

HP : Haute Pression

HT : Haute température

E : Echangeur

B : Four

C : Colonne

F : Séparateur

ppm : Partie par million

MW : Méga Watt

R : Rendement

P : Masse volumique (kg/m^3)

CP : Chaleur massique à pression constante (J/kg)

T : Température ($^{\circ}\text{C}$)

U : Coefficient de transfert de chaleur ($\text{W/m}^2 \cdot \text{K}$)

V : Vitesse (m/s)

S : Surface (m^2)

L : Longueur(m)

di : Diamètre intérieur des tubes (m)

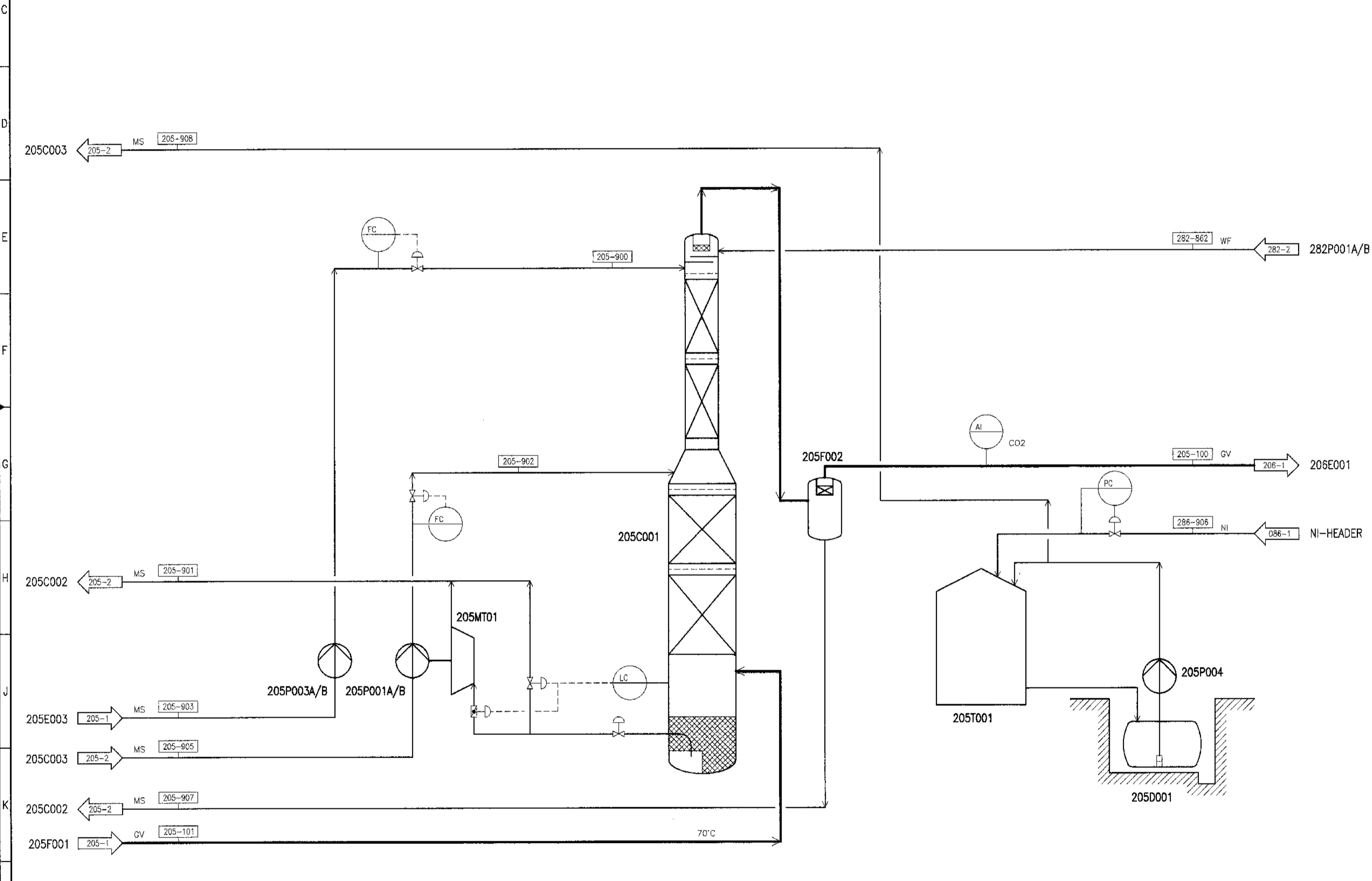
bar : unité de pression

BASF : Baden aniline and soda factory (société de production chimique)

Annexes

ANNEXE A

STREAM NO.	205-100	205-101	205-900	205-901	205-902	205-903	205-905	205-907	205-908	282-862	286-906	
CONVERT GAS												
CONVERT GAS												
LEAN SOLVENT												
RICH SOLVENT												
SEMILEAN SOLVENT												
LEAN SOLVENT												
SEMILEAN SOLVENT												
CONDENSATE												
LEAN SOLVENT												
BFW												
GASEOUS NITROGEN												
COMPONENT	MOL. %		MOL. %		MOL. %		MOL. %		MOL. %		MOL. %	
CH4	16.04	0.64	0.53									
CO2	44.01	0.05	17.91									
CO	28.01	0.40	0.33									
AR (INCL. HE)	39.95	0.30	0.25									
H2	2.02	72.86	59.87									
N2	28.01	25.74	21.11									100.00
DRY GAS	kmol/h	11704.1	14301.6	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
H2O	kmol/h	35.7	146.3									
TOTAL FLOW	kg/h	106428	221150	530760	3459252	2813102	550760	2813102	0	0	668	0
VOLUME FLOW	m3/h	9115	11625	519	3228	2661	532	2661	0	0	1	0
OPERATING TEMPERATURE	°C	50	70	50	84	75	50	75	50	40	130	40
OPERATING PRESSURE	bar a	35.3	35.8	35.2	8.2	35.4	1.7	3.7	35.2	1.7	56.0	16.0
MOLAR WEIGHT	kg/kmol	9.07	15.31	27.86	28.41	28.14	28.86	28.14	18.02	27.86	18.02	28.01
DENSITY	kg/m3	11.7	19.0	1023.0	1071.8	1057.0	997.4	1057.0	989.6	1025.0	937.4	17.2



205C001 ABSORBER **205D001** SLOP DRUM **205F002** MDEA SEPARATOR **205MT01** HYDRAULIC TURBINE **205P001A/B** SEMILEAN SOLVENT PUMP
205P003A/B LEAN SOLVENT PUMP **205P004** SLOP PUMP **205T001** MDEA STORAGE TANK

LEGEND:
 STREAM NO.
 HEAT DUTY MW

UAN	11-3100	Document ID	SO-UD-D802.00012	Part	000	Group		Rev.	01	
Store Location: Server/Share	\\p1:3100.svc.tic.org\113100-404									
Store Location: Folder	\\p1:3100.svc.tic.org\113100-404									
Store Name	SO-UD-D802.00012									
Store Name	11-3100-10756424 PC00R01									
Pro. Unit	205	Con. Unit	TON	Type of Document	Order No.	Tot. Sheets				
SORFERT Fertiliser Complex				Uhde All rights reserved © 2007 Uhde GmbH						
Drawn	04.03.08	Sta		Designation						
Prepared	04.03.08	RJ		PROC. FLOW DIAGRAM NO. 205-3						
Checked	04.03.08	Sk		CO2-REMOVAL						
Approved	04.03.08	Te		ABSORPTION						
Rev.	Date	Sta	Name	Date	Name	Date	Name	GENERAL REVISION		
01	20.01.09	Sta	Sk	20.01.08	Te	20.01.08	Te			
Rev.	Date	Drawn/Prepared	Checked	Name	Approved	Description	Acc. Code	Scale	Acc. Code	Status
								%		

Rev.	Date	Sta	Name	Date	Name	Date	Name	Description	Acc. Code
01	20.01.09	Sta	Sk	20.01.08	Te	20.01.08	Te		

ANNEXE B

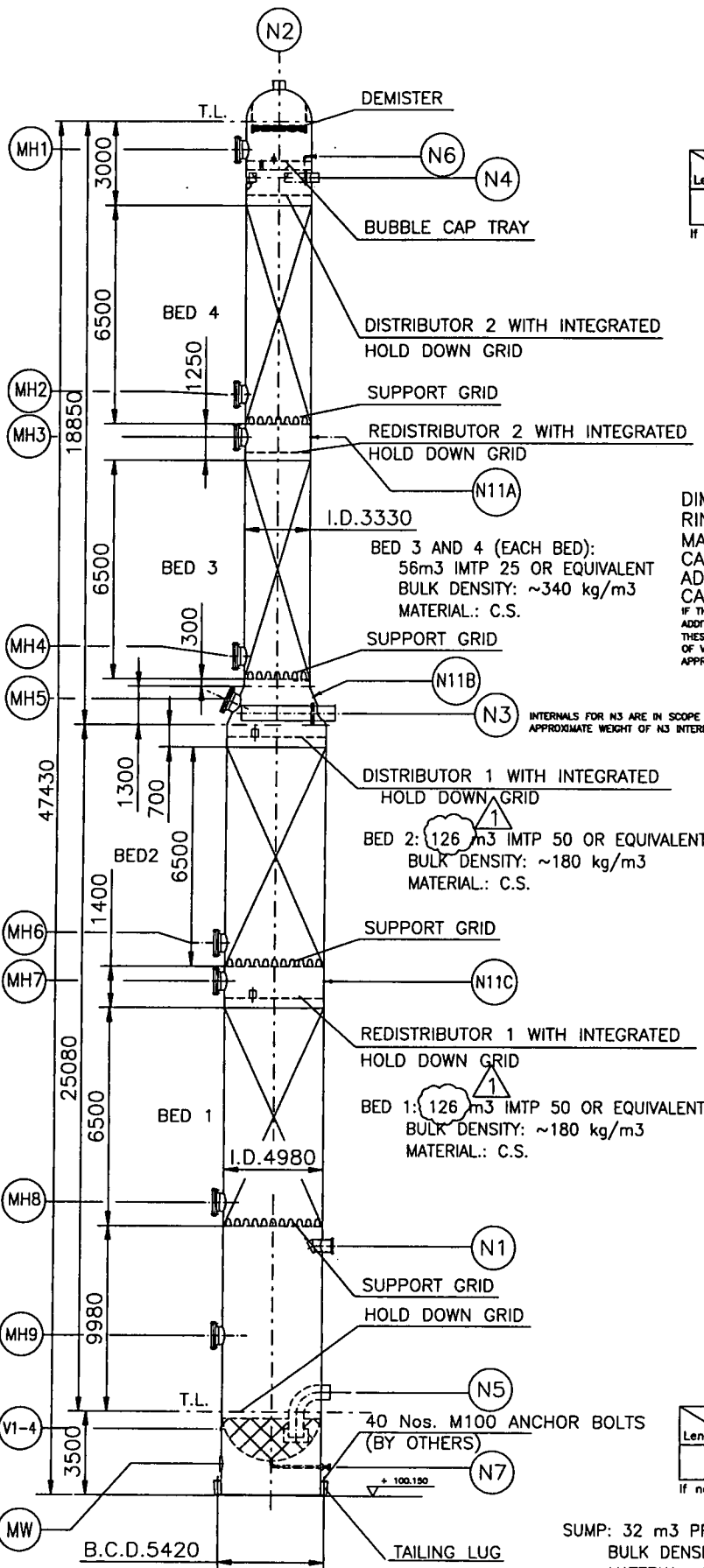
PRINCIPLE SKETCH

Absorber

TON
105C001

Item

Rev. 01



Nozzle Lengths (Upper Part)

NPS	<=4"	6"-10"	>=12"
Length			
A	1940	1990	1990

If not otherwise indicated in the sketches

DIMENSIONS OF SUPPORT RING SUBJECT TO INTERNAL MANUFACTURERS STRESS CALCULATION. ADDITIONAL STRAIN CALCULATION (max.0.2 bar). IF THIS CALCULATION PROVES THAT ADDITIONAL SUPPORT BEAMS ARE NECESSARY THESE BEAMS SHALL BE IN THE SCOPE OF SUPPLY OF VESSEL MANUFACTURER. APPROXIMATE WEIGHT OF SUPPORT BEAMS = 8500 kgs.

INTERNALS FOR N3 ARE IN SCOPE OF SUPPLY OF VESSEL MANUFACTURER. APPROXIMATE WEIGHT OF N3 INTERNALS = 3000 kgs.

Nozzle Lengths (Lower Part)

NPS	<=4"	6"-10"	>=12"
Length			
A	2770	2820	2820

If not otherwise indicated in the sketches

SUMP: 32 m³ PRM 90 OR EQUIVALENT
BULK DENSITY: ~180 kg/m³
MATERIAL: C.S.

<<<KUD055069<UUD00052<26.11.07<10:22:55<FL<<E:\ACAD\Auspec\drg\05C01.dwg<<<

Technical Specification

Support grids for Absorber

Absorber: Internals & Trays

TON **105C001-Z10**

Item

Rev. **01**

Design: acc. to Koch 101 or equivalent.
 Material : killed carbon steel,
 Design temperature : 125°C
 Min Thickness without corrosion allowance 2 mm
 Corrosion allowance for grid and support beams : total 2 mm
 Vessel tolerance see UN 2000 - 02
 Support ring : Flat ring 80 x 14 mm (to be confirmed by vendor with fastening drawing)
 Installation and removal through a manhole of 580 mm inside diameter.
 Each grid is to clamped to the support ring.

Number	Vessel-inside Dia. mm	Type of Packing	Height per bed m	Max. load per grid kg	Weight per grid Kg (*1)
2	3330	* IMTP 25-4 or equivalent	6.5	35000	
2	4980	* IMTP 50-45 or equivalent	6.5	47000	

*RMSR25-4 will be delivered by Rauschert

Scope of supply : Complete support grids with clamps.
Each segment of the support grid to be fixed with clamps at least 2 times at each end of the segment. Support grids to be fixed at the support beam.
As a rule of thumb the slots in the support grids should not be greater in width than one half of the rings' diameter, (if ring size 1" means width maximum 10 or 12 mm).
 Excluding support rings.
 Support beam design (if required).
 Manufacturer drawings with part list.
 Assembly instructions.
 Extra drawing, for transmit to the vessel manufacturer, showing number, dimensions and location of supports welded to vessel wall.
 Certificates of compliance with order 2.1, Acc. to EN 10204
 Bolts min M10 with nuts and spring washers (material 304)
 Spare parts : additional 10 % of bolts, nuts and spring washers.

Additional Hold Down Grid:
Hold Down Grid to be added in Scope of supply. Hold Down Grid to be designed in reinforced type.

for welded parts Type 304L

*1) to be given by vendor with foundation loads.

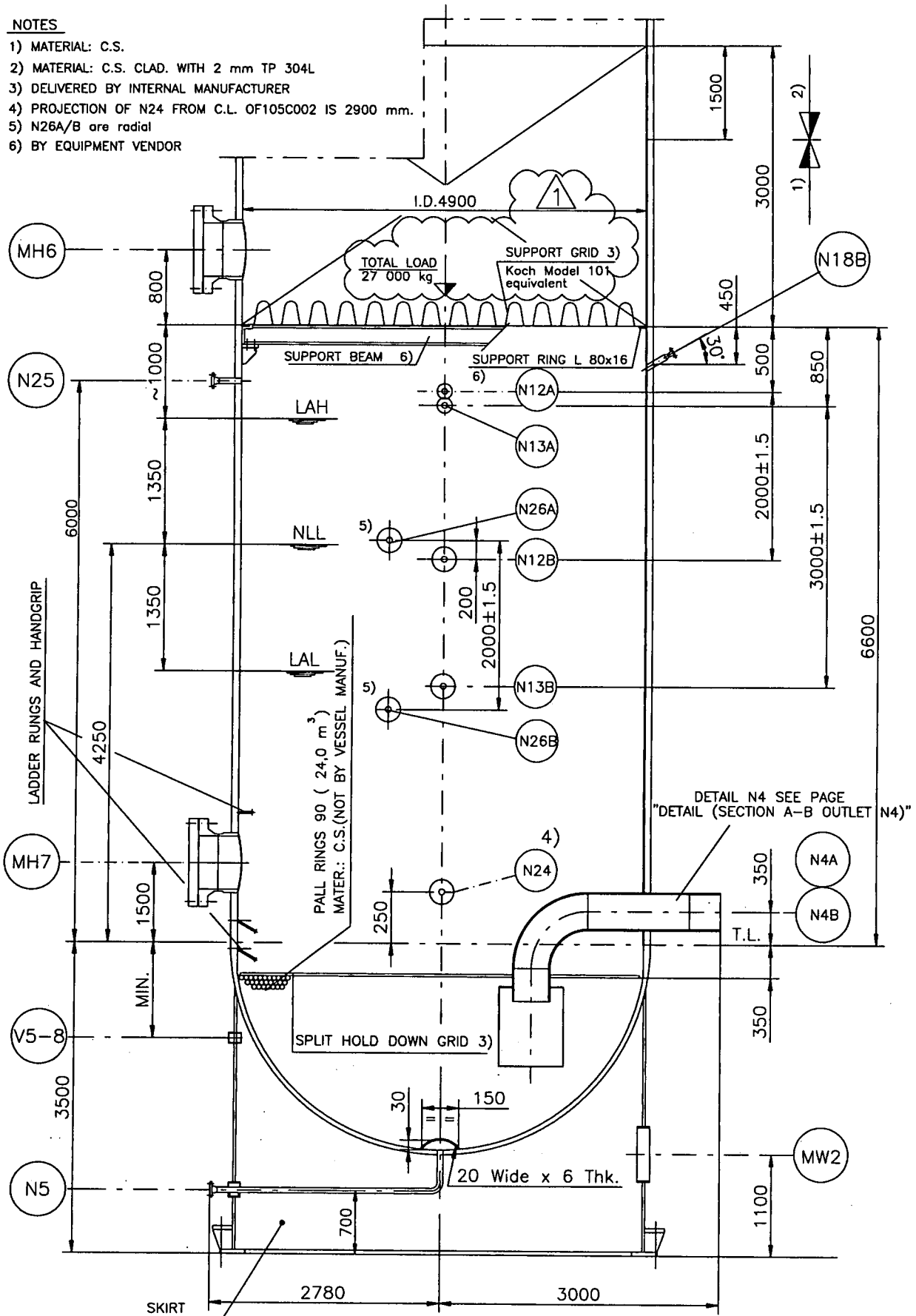
DETAIL (LOWER PART)

TON
105C002

HP Flash Vessel (incl. LP Flash Vessel)

Item
Rev. 01**NOTES**

- 1) MATERIAL: C.S.
- 2) MATERIAL: C.S. CLAD. WITH 2 mm TP 304L
- 3) DELIVERED BY INTERNAL MANUFACTURER
- 4) PROJECTION OF N24 FROM C.L. OF 105C002 IS 2900 mm.
- 5) N26A/B are radial
- 6) BY EQUIPMENT VENDOR



<<<KUD055069<UUD00052<26.11.07<11:34:11<FL<<E:\ACAD\Auspec\drg\05C02-2.dwg<<<

Technical Specification

TON 105C002-Z10

Support grids for HP Flash Vessel

Item

Trays, Internals for HP Vessel

Rev. 01

Design:

Acc. to Koch model 101 or equivalent.
 Material : killed C.S.
 Design temperature : 125°C
 Corrosion allowance for grid and support beams : total 2 mm
 Vessel tolerance see UN 2000 - 02
 Support ring : Flat rings 80 x 16 (to be confirmed by vendor with fastening drawing)
 Installation and removal through a manhole of 580 mm inside diameter.

Number TON	Vessel- Inside Dia. mm	Type of Packing	Height per bed mm	Max. load per grid kg	Weight per grid Kg (*1)
105C002-Z10	4900	Pall Ring 50-5, Pall Ring 50-6 or equivalent	3000	27000	

Scope of supply :

Complete support grids with clamps.

Each segment of the support grid to be fixed with clamps at least 2 times at each end of the segment. Support grids to be fixed at the support beam.

As a rule of thumb the slots in the support grids should not be greater in width than one half of the rings' diameter, (if ring size 1" means width maximum 10 or 12 mm).

Excluding support rings.

Support beam design (if required).

Manufacturer drawings with part list.

Assembly instructions.

Extra drawing, for transmit to the vessel manufacturer, showing number, dimensions and location of supports welded to vessel wall.

Certificates of compliance with order 2.1, Acc. to EN 10204.

Spare parts : additional 10 % of bolts, nuts and spring washers.

Each grid is to be clamped to the support ring.

Bolts min M10 material Type 304

*1) to be given by vendor with foundation loads.

For bolting screw locking device shall be used.

Krupp Uhde	Plant NH3 / Urea	Customer	Code Sorfert	UAN 11-3100	Page 2
	Technical Specification			TON 105C003-Z25	
Packing material for LP Flash Vessel			Item		
LP Flash Vessel: Packing			Rev.	01	

A) Pall Ring 50-5 or equivalent type 304
Bulk density 214 kg/m³

TON	Description	Height of layer mm	Diameter of bed mm	Volume per layer m ³	Weight approx. Kg
105C003-Z31	Pall Ring 50-5 or equivalent for LP-Flash Vessel Rflux-rings 50-5 will be delivered by Rauschert	1000	6100	29.2	6249
Excess allowance ~ (6%)				1.8	385
Total				31	6634

Certificate of compliance with order 2.1, Acc. to EN 10204

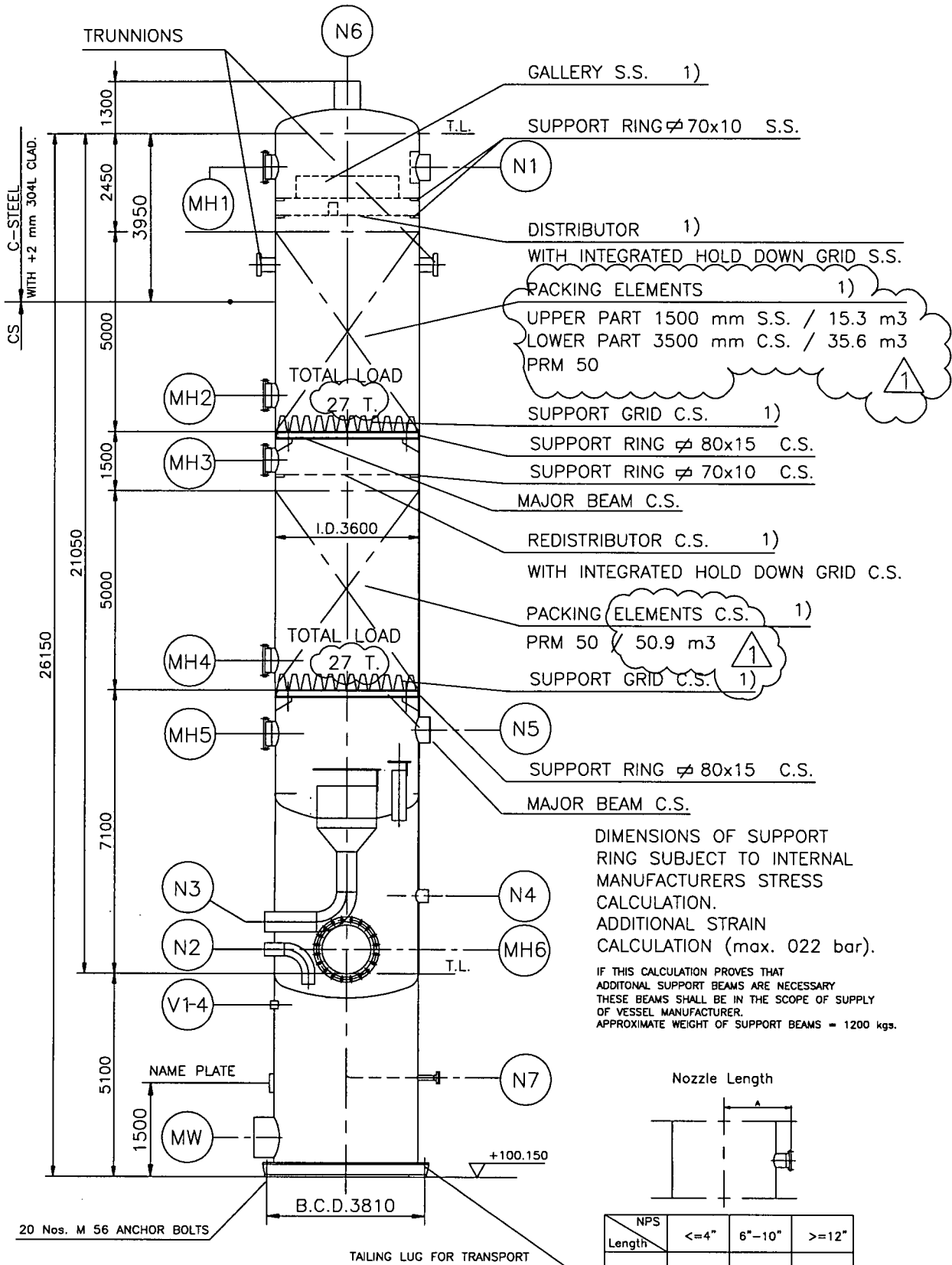
PRINCIPLE SKETCH

TON
105C004

Stripper

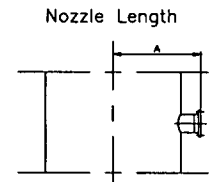
Item

Rev. 01



PACKING ELEMENTS C.S. 1)
 PRM 50 / 50.9 m³

DIMENSIONS OF SUPPORT RING SUBJECT TO INTERNAL MANUFACTURERS STRESS CALCULATION. ADDITIONAL STRAIN CALCULATION (max. 022 bar).
 IF THIS CALCULATION PROVES THAT ADDITIONAL SUPPORT BEAMS ARE NECESSARY THESE BEAMS SHALL BE IN THE SCOPE OF SUPPLY OF VESSEL MANUFACTURER.
 APPROXIMATE WEIGHT OF SUPPORT BEAMS = 1200 kgs.



NPS	<=4"	6"-10"	>=12"
Length	2020	2070	2070
A	2020	2070	2070

If not otherwise indicated in the principle sketch!

Notes :
 1) Delivery by internal Manufacturer

<<<KUD055069<UUD00052<26.11.07<11:39:47<FL<<E:\ACAD\Auspec\drg\05C0504.dwg<<<

26.11.07 11:44:46

ANNEXE C

1	CompanyNameNotAvailableB edford,MA USA	CaseName: DesignSimulationResults.hsc
2		UnitSet: SI
3		Date/Time: WedJune2220:05:312022
4		
5		

Absorber:T-100@Main

CONNECTIONS

InletStream			
STREAMNAME	Stage	FROMUNITOPERATION	
water	1MainTower		
toc01	22MainTower	Separator	205F001
line	3MainTower	Recycle	RCY-2
semi	13 MainTower	Recycle	RCY-1

OutletStream			
STREAMNAME	Stage	TOUNITOPERATION	
sweet	1MainTower	Separator	Sep.205F002
liqq	22 MainTower	Valve	VLV2055B

PROFILES

GeneralParameters

Sub-FlowSheet:	T-100(COL1)	NumberofStages:	22*
----------------	-------------	-----------------	-----

ProfileEstimates

		Temperature(C)	Net Liquid(kg mole/h)	Net Vapour(kg mole/h)
28	1 MainTower	50.08	54.37	1.172e+004
29	2 MainTower	49.64	51.09	1.171e+004
30	3 MainTower	50.02	2.018e+004	1.171e+004
31	4 MainTower	50.04	2.018e+004	1.172e+004
32	5 MainTower	50.11	2.018e+004	1.172e+004
33	6 MainTower	50.38	2.019e+004	1.173e+004
34	7 MainTower	51.26	2.020e+004	1.173e+004
35	8 MainTower	53.50	2.025e+004	1.174e+004
36	9 MainTower	57.31	2.035e+004	1.179e+004
37	10 MainTower	61.80	2.048e+004	1.189e+004
38	11 MainTower	65.98	2.060e+004	1.202e+004
39	12 MainTower	69.41	2.070e+004	1.214e+004
40	13 MainTower	72.44	1.181e+005	1.224e+004
41	14 MainTower	73.03	1.182e+005	1.237e+004
42	15 MainTower	73.90	1.183e+005	1.248e+004
43	16 MainTower	75.07	1.186e+005	1.265e+004
44	17 MainTower	76.51	1.188e+005	1.287e+004
45	18 MainTower	78.10	1.192e+005	1.315e+004
46	19 MainTower	79.68	1.195e+005	1.346e+004
47	20 MainTower	81.12	1.197e+005	1.376e+004
48	21 MainTower	82.30	1.200e+005	1.405e+004
49	22 MainTower	82.61	1.201e+005	1.429e+004

RATING

TraySections

TraySection	MainTower		
TrayDiameter (m)	1.500		
WeirHeight (m)	5.000e-002	*	
WeirLength (m)	1.200	*	
TraySpace (m)	0.6096		
TrayVolume (m3)	0.8836		
DisableHeatLossCalculations	No		
HeatModel	Simple		
RatingCalculations	No		
TrayHoldUp (m3)	8.836e-002		

CONDITIONS

Name	Eau.Lav@Main	To205C001@Main	Sol.Reg@Main	Sol.Semi.Reg@Main
Vapour	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	100.0000*	70.0000	50.0124*	72.6236*



CompanyNameNotAvailableB
edford,MA
USA

CaseName: DesignSimulationResults.hsc

UnitSet: SI

Date/Time: WedJune2220:07:202022

Absorber:T-100@Main(continued)

CONDITIONS

11	Pressure	(kPa)	3530.0000*	3580.0000	3535.0000*	3559.0000*
12	MolarFlow	(kgmole/h)	55.4017	14444.8841	20116.9229	97243.4630
13	MassFlow	(kg/h)	998.0765	221112.8220	542055.1451	2641422.4850
14	StdIdealLiqVolFlow	(m3/h)	1.0000*	768.5147	541.2535*	2661.0000*
15	MolarEnthalpy	(kJ/kgmole)	-2.801e+005	-7.167e+004	-2.989e+005	-3.003e+005
16	MolarEntropy	(kJ/kgmole-C)	-146.4	-17.01	-217.1	-208.1
17	HeatFlow	(kJ/h)	-1.5519e+07	-1.0353e+09	-6.0139e+09	-2.9205e+10
18	Name		Sol.Rich@Main	Gaz.Trai@Main		
19	Vapour		0.0000	1.0000		
20	Temperature	(C)	82.6106	50.0778		
21	Pressure	(kPa)	3580.0000	3530.0000		
22	MolarFlow	(kgmole/h)	120145.4211	11715.2505		
23	MassFlow	(kg/h)	3300030.2848	105558.2438		
24	StdIdealLiqVolFlow	(m3/h)	3345.9477	625.8205		
25	MolarEnthalpy	(kJ/kgmole)	-3.017e+005	-1347		
26	MolarEntropy	(kJ/kgmole-C)	-204.8	-22.11		
27	HeatFlow	(kJ/h)	-3.6254e+10	-1.5782e+07		

SUMMARY

FlowBasis: Molar Thecompositionoptionisselected

FeedComposition

	water	line	semi
FlowRate(kgmole/h)	55.4017	2.011692e+04	9.724346e+04
	---	---	---
Methane	0.0000	0.0000	0.0000
CO2	0.0000	0.0089	0.0334
CO	0.0000	0.0000	0.0000
Argon	0.0000	0.0000	0.0000
Hydrogen	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	1.0000	0.9033	0.8830
MDEthnlAmine	0.0000	0.0823	0.0783
Piperazine	0.0000	0.0056	0.0053
H2S	0.0000	0.0000	0.0000

toc01

	water	line	semi
FlowRate(kgmole/h)	1.444488e+04		

Methane	0.0052		
CO2	0.1773		
CO	0.0033		
Argon	0.0025		
Hydrogen	0.5927		
Nitrogen	0.2090		
H2O	0.0100		
MDEthnlAmine	0.0000		
Piperazine	0.0000		
H2S	0.0000		

FlowBasis: Molar Thecompositionoptionisselected

FeedFlows

	water	line	semi
FlowRate(kgmole/h)	55.4017	2.011692e+04	9.724346e+04
	---	---	---
Methane(kgmole/h)	0.0000	0.0000	0.0000
CO2(kgmole/h)	0.0000	178.6787	3.251365e+03
CO(kgmole/h)	0.0000	0.0000	0.0000
Argon(kgmole/h)	0.0000	0.0000	0.0009
Hydrogen(kgmole/h)	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen(kgmole/h)	0.0000	0.0000	0.0000



CompanyNameNotAvailableB
edford,MA
USA

CaseName: DesignSimulationResults.hsc
UnitSet: SI
Date/Time: WedJune2220:10:352022

Absorber:T-100@Main(continued)

SUMMARY

	water	line	semi
H2O(kgmole/h)	55.4017	1.817159e+04	8.586512e+04
MDEthnlAmine(kgmole/h)	0.0000	1.654741e+03	7.612396e+03
Piperazine(kgmole/h)	0.0000	111.9168	514.5845
H2S(kgmole/h)	0.0000	0.0000	0.0000
toc01			
FlowRate(kgmole/h)	1.444488e+04		

Methane(kgmole/h)	75.7935		
CO2(kgmole/h)	2.561244e+03		
CO(kgmole/h)	47.1922		
Argon(kgmole/h)	35.7512		
Hydrogen(kgmole/h)	8.561801e+03		
Nitrogen(kgmole/h)	3.018868e+03		
H2O(kgmole/h)	144.2350		
MDEthnlAmine(kgmole/h)	0.0000		
Piperazine(kgmole/h)	0.0000		
H2S(kgmole/h)	0.0000		

Products

FlowBasis: Molar Thecompositionoptionisselected

ProductCompositions

	sweet	liqq
FlowRate(kgmole/h)	1.171525e+04	1.201454e+05
	---	---
Methane	0.0064	0.0000
CO2	0.0005	0.0498
CO	0.0040	0.0000
Argon	0.0010	0.0002
Hydrogen	0.7273	0.0003
Nitrogen	0.2569	0.0001
H2O	0.0039	0.8672
MDEthnlAmine	0.0000	0.0771
Piperazine	0.0000	0.0052
H2S	0.0000	0.0000

FlowBasis: Molar Thecompositionoptionisselected

ProductFlows

	sweet	liqq
FlowRate(kgmole/h)	1.171525e+04 *	1.201454e+05 *
	---	---
Methane(kgmole/h)	75.2147 *	---
CO2(kgmole/h)	5.9517 *	---
CO(kgmole/h)	47.0004 *	---
Argon(kgmole/h)	11.5350 *	---
Hydrogen(kgmole/h)	8.520101e+03 *	---
Nitrogen(kgmole/h)	3.009753e+03 *	---
H2O(kgmole/h)	45.6948 *	---
MDEthnlAmine(kgmole/h)	0.0000 *	---
Piperazine(kgmole/h)	0.0000 *	---
H2S(kgmole/h)	0.0000 *	---

FlowBasis: Molar Thecompositionoptionisselected

ProductRecoveries

	sweet	liqq
FlowRate(kgmole/h)	1.171525e+04	1.201454e+05
	---	---
Methane(%)	99.2364	0.0000
CO2(%)	0.0993	0.0000
CO(%)	99.5937	0.0000
Argon(%)	32.2638	0.0000

1	CompanyNameNotAvailableB edford,MA USA	CaseName: DesignSimulationResults.hsc
2		
3		UnitSet: SI
4		
5		Date/Time: WedJune2220:14:402022

Absorber:T-100@Main(continued)

SUMMARY

	sweet	liqq
Hydrogen(%)	99.5130	0.0000
Nitrogen(%)	99.6981	0.0000
H2O(%)	0.0438	0.0000
MDEthnlAmine(%)	0.0000	0.0000
Piperazine(%)	0.0000	0.0000
H2S(%)	0.0000	0.0000

COLUMNPROFILES

RefluxRatio: 4.641e-003	ReboilRatio: ---	TheFlowsOptionisSelected	FlowBasis: Molar
-------------------------	------------------	--------------------------	------------------

ColumnProfilesFlows

	Temp (C)	Pres (kPa)	Net Liq(kgmole/h)	Net Vap(kgmol e/h)	Net Feed(kgmole/h)	Net Draws(kg mole/h)	Duty (kJ/h)
24	1MainTower	50.1	3530	54.37	---	55.40	1.172e+004
25	2MainTower	49.6	3532	51.09	1.171e+004	---	---
26	3MainTower	50.0	3535	2.018e+004	1.171e+004	2.012e+004	---
27	4MainTower	50.0	3537	2.018e+004	1.172e+004	---	---
28	5MainTower	50.1	3540	2.018e+004	1.172e+004	---	---
29	6MainTower	50.4	3542	2.019e+004	1.173e+004	---	---
30	7MainTower	51.3	3544	2.020e+004	1.173e+004	---	---
31	8MainTower	53.5	3547	2.025e+004	1.174e+004	---	---
32	9MainTower	57.3	3549	2.035e+004	1.179e+004	---	---
33	10MainTower	61.8	3551	2.048e+004	1.189e+004	---	---
34	11MainTower	66.0	3554	2.060e+004	1.202e+004	---	---
35	12MainTower	69.4	3556	2.070e+004	1.214e+004	---	---
36	13MainTower	72.4	3559	1.181e+005	1.224e+004	9.724e+004	---
37	14MainTower	73.0	3561	1.182e+005	1.237e+004	---	---
38	15MainTower	73.9	3563	1.183e+005	1.248e+004	---	---
39	16MainTower	75.1	3566	1.186e+005	1.265e+004	---	---
40	17MainTower	76.5	3568	1.188e+005	1.287e+004	---	---
41	18MainTower	78.1	3570	1.192e+005	1.315e+004	---	---
42	19MainTower	79.7	3573	1.195e+005	1.346e+004	---	---
43	20MainTower	81.1	3575	1.197e+005	1.376e+004	---	---
44	21MainTower	82.3	3578	1.200e+005	1.405e+004	---	---
45	22MainTower	82.6	3580	---	1.429e+004	1.444e+004	1.201e+005

ColumnProfilesEnergy

	Temperature(C)	Liq Enthalpy(kJ /kgmole)	Vap Enthalpy(kJ/ kgmole)	Heat Loss(kJ/h)
49	1MainTower	50.08	-2.837e+005	-1347
50	2MainTower	49.64	-2.839e+005	-1338
51	3MainTower	50.02	-2.987e+005	-1261
52	4MainTower	50.04	-2.987e+005	-1261
53	5MainTower	50.11	-2.987e+005	-1264
54	6MainTower	50.38	-2.987e+005	-1278
55	7MainTower	51.26	-2.987e+005	-1353
56	8MainTower	53.50	-2.988e+005	-1737
57	9MainTower	57.31	-2.991e+005	-3156
58	10MainTower	61.80	-2.995e+005	-6089
59	11MainTower	65.98	-2.998e+005	-9827
60	12MainTower	69.41	-3.001e+005	-1.337e+004
61	13MainTower	72.44	-3.002e+005	-1.617e+004
62	14MainTower	73.03	-3.002e+005	-1.813e+004
63	15MainTower	73.90	-3.003e+005	-2.127e+004
64	16MainTower	75.07	-3.005e+005	-2.586e+004
65	17MainTower	76.51	-3.007e+005	-3.197e+004
66	18MainTower	78.10	-3.009e+005	-3.929e+004
67	19MainTower	79.68	-3.011e+005	-4.713e+004
68	20MainTower	81.12	-3.013e+005	-5.473e+004

1	CompanyNameNotAvailableB edford,MA USA	CaseName: DesignSimulationResults.hsc
2		UnitSet: SI
3		Date/Time: WedJune2220:17:212022
4		
5		

Absorber:T-100@Main(continued)

COLUMNPROFILES

	Temperature(C)	Liq Enthalpy(kJ /kgmole)	Vap Enthalpy(kJ/ kgmole)	Heat Loss(kJ/h)
13 21MainTower	82.30	-3.015e+005	-6.147e+004	-1.892e+004
14 22MainTower	82.61	-3.017e+005	-6.705e+004	-1.902e+004

FEEDS/PRODUCTS

FlowBasis:		Molar						
	Stream	Type	Duty (kJ/h)	State	Flows (kgmole/h)	Enthalpy (kJ/kgmole)	Temp (C)	
20	1MainTower	water	Feed	---	Liquid	55.4 *	-2.8e+005 *	100.00
21		sweet	Draw	---	Vapour	1.17e+004 *	-1.3e+003 *	50.08
22	2MainTower							
23	3MainTower	line	Feed	---	Liquid	2.01e+004 *	-3.0e+005 *	50.01
24	4MainTower							
25	5MainTower							
26	6MainTower							
27	7MainTower							
28	8MainTower							
29	9MainTower							
30	10MainTower							
31	11MainTower							
32	12MainTower							
33	13MainTower	semi	Feed	---	Liquid	9.72e+004 *	-3.0e+005 *	72.62
34	14MainTower							
35	15MainTower							
36	16MainTower							
37	17MainTower							
38	18MainTower							
39	19MainTower							
40	20MainTower							
41	21MainTower							
42	22MainTower	toc01	Feed	---	Vapour	1.44e+004 *	-7.2e+004 *	70.00
43		liqq	Draw	---	Liquid	1.20e+005 *	-3.0e+005 *	82.61

—

—

—

—

—

—

—

—

—

—

—

—

—

—

—

—

—

—

—

—


—

—

—

—

ANNEXE D

1	 CompanyNameNotAvailableB edford,MA USA	CaseName: ActuelSimulationResults.hsc
2		UnitSet: SI
3		Date/Time: WedJune2220:21:502022
4		
5		

Absorber:Abs.205C001 @Main

CONNECTIONS

InletStream			
STREAMNAME	Stage	FROMUNITOPERATION	
water	1MainTower		
toc01	22MainTower	Separator	205F001
line	3MainTower	Recycle	RCY-2
semi	13 MainTower	Recycle	RCY-1

OutletStream			
STREAMNAME	Stage	TOUNITOPERATION	
sweet	1MainTower	Separator	Sep.205F002
liqq	22 MainTower	Valve	VLV2055B

PROFILES

GeneralParameters

Sub-FlowSheet:	Abs.205C001(COL1)	NumberofStages:	22*
----------------	-------------------	-----------------	-----

ProfileEstimates

	Temperature(C)	Net Liquid(kg mole/h)	Net Vapour(kg mole/h)
28	1 MainTower	59.74	54.27
29	2 MainTower	59.44	49.48
30	3 MainTower	59.99	2.196e+004
31	4 MainTower	59.99	2.196e+004
32	5 MainTower	60.00	2.196e+004
33	6 MainTower	60.04	2.196e+004
34	7 MainTower	60.25	2.197e+004
35	8 MainTower	60.99	2.198e+004
36	9 MainTower	63.11	2.203e+004
37	10 MainTower	67.00	2.214e+004
38	11 MainTower	71.80	2.229e+004
39	12 MainTower	77.56	2.245e+004
40	13 MainTower	88.02	1.311e+005
41	14 MainTower	88.27	1.312e+005
42	15 MainTower	88.70	1.313e+005
43	16 MainTower	89.43	1.315e+005
44	17 MainTower	90.53	1.317e+005
45	18 MainTower	91.95	1.320e+005
46	19 MainTower	93.58	1.324e+005
47	20 MainTower	95.23	1.328e+005
48	21 MainTower	96.64	1.331e+005
49	22 MainTower	96.56	1.332e+005

RATING

TraySections

TraySection	MainTower		
TrayDiameter (m)	1.500		
WeirHeight (m)	5.000e-002	*	
WeirLength (m)	1.200	*	
TraySpace (m)	0.6096		
TrayVolume (m3)	0.8836		
DisableHeatLossCalculations	No		
HeatModel	Simple		
RatingCalculations	No		
TrayHoldUp (m3)	8.836e-002		

CONDITIONS

Name	Eau.Lav@Main	TOABS205C001 @Main	Sol.Reg@Main	Sol.Semi.Reg@Main
Vapour	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	100.0000*	70.0000	59.9985*	90.0064*



CompanyNameNotAvailableB
edford,MA
USA

CaseName: ActuelSimulationResults.hsc

UnitSet: SI

Date/Time: WedJune2220:25:102022

Absorber:Abs.205C001 @Main(continued)

CONDITIONS

11	Pressure	(kPa)	3530.0000*	3580.0000	3535.0000*	3559.0000*
12	MolarFlow	(kgmole/h)	55.4017	14444.8841	21897.5988	108581.0288
13	MassFlow	(kg/h)	998.0765	221112.8220	601721.9931	2992021.1749
14	StdIdealLiqVolFlow	(m3/h)	1.0000*	768.5147	600.0488*	3000.0000*
15	MolarEnthalpy	(kJ/kgmole)	-2.801e+005	-7.167e+004	-2.985e+005	-2.977e+005
16	MolarEntropy	(kJ/kgmole-C)	-146.4	-17.01	-218.3	-208.1
17	HeatFlow	(kJ/h)	-1.5519e+07	-1.0353e+09	-6.5359e+09	-3.2324e+10
18	Name		Sol.Rich@Main	Gaz.Trai@Main		
19	Vapour		0.0000	1.0000		
20	Temperature	(C)	96.5609	59.7382		
21	Pressure	(kPa)	3580.0000	3530.0000		
22	MolarFlow	(kgmole/h)	133247.0054	11731.9080		
23	MassFlow	(kg/h)	3709865.3739	105988.6926		
24	StdIdealLiqVolFlow	(m3/h)	3743.7885	625.7751		
25	MolarEnthalpy	(kJ/kgmole)	-2.994e+005	-1590		
26	MolarEntropy	(kJ/kgmole-C)	-205.5	-21.26		
27	HeatFlow	(kJ/h)	-3.9892e+10	-1.8649e+07		

SUMMARY

FlowBasis: Molar Thecompositionoptionisselected

FeedComposition

	water	line	semi
FlowRate(kgmole/h)	55.4017	2.189760e+04	1.085810e+05
	---	---	---
Methane	0.0000	0.0000	0.0000
CO2	0.0000	0.0063	0.0213
CO	0.0000	0.0000	0.0000
Argon	0.0000	0.0000	0.0000
Hydrogen	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	1.0000	0.8998	0.8879
MDEthnlAmine	0.0000	0.0880	0.0850
Piperazine	0.0000	0.0059	0.0057
H2S	0.0000	0.0000	0.0000

toc01

	water	line	semi
FlowRate(kgmole/h)	1.444488e+04		

Methane	0.0052		
CO2	0.1773		
CO	0.0033		
Argon	0.0025		
Hydrogen	0.5927		
Nitrogen	0.2090		
H2O	0.0100		
MDEthnlAmine	0.0000		
Piperazine	0.0000		
H2S	0.0000		

FlowBasis: Molar Thecompositionoptionisselected

FeedFlows

	water	line	semi
FlowRate(kgmole/h)	55.4017	2.189760e+04	1.085810e+05
	---	---	---
Methane(kgmole/h)	0.0000	0.0000	0.0000
CO2(kgmole/h)	0.0000	138.0363	2.318147e+03
CO(kgmole/h)	0.0000	0.0000	0.0000
Argon(kgmole/h)	0.0000	0.0000	0.0002
Hydrogen(kgmole/h)	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen(kgmole/h)	0.0000	0.0000	0.0000



CompanyNameNotAvailableB
edford,MA
USA

CaseName: ActualSimulationResults.hsc

UnitSet: SI

Date/Time: WedJune2220:28:072022

Absorber:Abs.205C001 @Main(continued)

SUMMARY

	water	line	semi
H2O(kgmole/h)	55.4017	1.970394e+04	9.641352e+04
MDEthnlAmine(kgmole/h)	0.0000	1.926016e+03	9.225522e+03
Piperazine(kgmole/h)	0.0000	129.6044	623.8391
H2S(kgmole/h)	0.0000	0.0000	0.0000
	toc01		
FlowRate(kgmole/h)	1.444488e+04		

Methane(kgmole/h)	75.7935		
CO2(kgmole/h)	2.561244e+03		
CO(kgmole/h)	47.1922		
Argon(kgmole/h)	35.7512		
Hydrogen(kgmole/h)	8.561801e+03		
Nitrogen(kgmole/h)	3.018868e+03		
H2O(kgmole/h)	144.2350		
MDEthnlAmine(kgmole/h)	0.0000		
Piperazine(kgmole/h)	0.0000		
H2S(kgmole/h)	0.0000		

Products

FlowBasis: Molar Thecompositionoptionisselected

ProductCompositions

	sweet	liqq
FlowRate(kgmole/h)	1.173191e+04	1.332470e+05
	---	---
Methane	0.0064	0.0000
CO2	0.0005	0.0376
CO	0.0040	0.0000
Argon	0.0011	0.0002
Hydrogen	0.7255	0.0004
Nitrogen	0.2564	0.0001
H2O	0.0061	0.8724
MDEthnlAmine	0.0000	0.0837
Piperazine	0.0000	0.0057
H2S	0.0000	0.0000

FlowBasis: Molar Thecompositionoptionisselected

ProductFlows

	sweet	liqq
FlowRate(kgmole/h)	1.173191e+04 *	1.332470e+05 *
	---	---
Methane(kgmole/h)	75.0889 *	---
CO2(kgmole/h)	5.5213 *	---
CO(kgmole/h)	46.9677 *	---
Argon(kgmole/h)	12.5507 *	---
Hydrogen(kgmole/h)	8.511598e+03 *	---
Nitrogen(kgmole/h)	3.008083e+03 *	---
H2O(kgmole/h)	72.0990 *	---
MDEthnlAmine(kgmole/h)	0.0000 *	---
Piperazine(kgmole/h)	0.0000 *	---
H2S(kgmole/h)	0.0000 *	---

FlowBasis: Molar Thecompositionoptionisselected

ProductRecoveries

	sweet	liqq
FlowRate(kgmole/h)	1.173191e+04	1.332470e+05
	---	---
Methane(%)	99.0704	0.0000
CO2(%)	0.1100	0.0000
CO(%)	99.5244	0.0000
Argon(%)	35.1053	0.0000

1	CompanyNameNotAvailableB edford,MA USA	CaseName: ActuelSimulationResults.hsc
2		UnitSet: SI
3		Date/Time: WedJune2220:34:232022
4		
5		

Absorber:Abs.205C001 @Main(continued)

SUMMARY

	sweet	liqq
Hydrogen(%)	99.4136	0.0000
Nitrogen(%)	99.6427	0.0000
H2O(%)	0.0620	0.0000
MDEthnlAmine(%)	0.0000	0.0000
Piperazine(%)	0.0000	0.0000
H2S(%)	0.0000	0.0000

COLUMNPROFILES

RefluxRatio: 4.626e-003	ReboilRatio: ---	TheFlowsOptionisSelected	FlowBasis: Molar
-------------------------	------------------	--------------------------	------------------

ColumnProfilesFlows

	Temp (C)	Pres (kPa)	Net Liq(kgmole/h)	Net Vap(kgmol e/h)	Net Feed(kgmole/h)	Net Draws(kg mole/h)	Duty (kJ/h)
24	1MainTower	59.7	3530	54.27	---	55.40	1.173e+004
25	2MainTower	59.4	3532	49.48	1.173e+004	---	---
26	3MainTower	60.0	3535	2.196e+004	1.173e+004	2.190e+004	---
27	4MainTower	60.0	3537	2.196e+004	1.174e+004	---	---
28	5MainTower	60.0	3540	2.196e+004	1.174e+004	---	---
29	6MainTower	60.0	3542	2.196e+004	1.174e+004	---	---
30	7MainTower	60.2	3544	2.197e+004	1.174e+004	---	---
31	8MainTower	61.0	3547	2.198e+004	1.174e+004	---	---
32	9MainTower	63.1	3549	2.203e+004	1.176e+004	---	---
33	10MainTower	67.0	3551	2.214e+004	1.181e+004	---	---
34	11MainTower	71.8	3554	2.229e+004	1.192e+004	---	---
35	12MainTower	77.6	3556	2.245e+004	1.206e+004	---	---
36	13MainTower	88.0	3559	1.311e+005	1.223e+004	1.086e+005	---
37	14MainTower	88.3	3561	1.312e+005	1.233e+004	---	---
38	15MainTower	88.7	3563	1.313e+005	1.239e+004	---	---
39	16MainTower	89.4	3566	1.315e+005	1.249e+004	---	---
40	17MainTower	90.5	3568	1.317e+005	1.265e+004	---	---
41	18MainTower	92.0	3570	1.320e+005	1.290e+004	---	---
42	19MainTower	93.6	3573	1.324e+005	1.322e+004	---	---
43	20MainTower	95.2	3575	1.328e+005	1.359e+004	---	---
44	21MainTower	96.6	3578	1.331e+005	1.397e+004	---	---
45	22MainTower	96.6	3580	---	1.430e+004	1.444e+004	1.332e+005

ColumnProfilesEnergy

	Temperature(C)	Liq Enthalpy(kJ /kgmole)	Vap Enthalpy(kJ/ kgmole)	Heat Loss(kJ/h)
49	1MainTower	59.74	-2.830e+005	-1590
50	2MainTower	59.44	-2.833e+005	-1575
51	3MainTower	59.99	-2.983e+005	-1462
52	4MainTower	59.99	-2.983e+005	-1461
53	5MainTower	60.00	-2.982e+005	-1461
54	6MainTower	60.04	-2.982e+005	-1463
55	7MainTower	60.25	-2.982e+005	-1475
56	8MainTower	60.99	-2.982e+005	-1538
57	9MainTower	63.11	-2.983e+005	-1871
58	10MainTower	67.00	-2.985e+005	-3257
59	11MainTower	71.80	-2.988e+005	-6402
60	12MainTower	77.56	-2.988e+005	-1.048e+004
61	13MainTower	88.02	-2.978e+005	-1.447e+004
62	14MainTower	88.27	-2.978e+005	-1.522e+004
63	15MainTower	88.70	-2.978e+005	-1.671e+004
64	16MainTower	89.43	-2.979e+005	-1.943e+004
65	17MainTower	90.53	-2.980e+005	-2.394e+004
66	18MainTower	91.95	-2.982e+005	-3.059e+004
67	19MainTower	93.58	-2.985e+005	-3.905e+004
68	20MainTower	95.23	-2.987e+005	-4.839e+004



CompanyNameNotAvailableB
edford,MA
USA

CaseName: ActualSimulationResults.hsc

UnitSet: SI

Date/Time: WedJune2220:37:322022

Absorber:Abs.205C001 @Main(continued)

COLUMNPROFILES

	Temperature(C)	Liq Enthalpy(kJ /kgmole)	Vap Enthalpy(kJ/ kgmole)	Heat Loss(kJ/h)
21MainTower	96.64	-2.989e+005	-5.745e+004	-2.365e+004
22MainTower	96.56	-2.994e+005	-6.532e+004	-2.363e+004

FEEDS/PRODUCTS

FlowBasis:		Molar						
	Stream	Type	Duty (kJ/h)	State	Flows (kgmole/h)	Enthalpy (kJ/kgmole)	Temp (C)	
1MainTower	water	Feed	---	Liquid	55.4	* -2.8e+005	* 100.00	
	sweet	Draw	---	Vapour	1.17e+004	* -1.6e+003	* 59.74	
2MainTower								
3MainTower	line	Feed	---	Liquid	2.19e+004	* -3.0e+005	* 60.00	
4MainTower								
5MainTower								
6MainTower								
7MainTower								
8MainTower								
9MainTower								
10MainTower								
11MainTower								
12MainTower								
13MainTower	semi	Feed	---	Liquid	1.09e+005	* -3.0e+005	* 90.01	
14MainTower								
15MainTower								
16MainTower								
17MainTower								
18MainTower								
19MainTower								
20MainTower								
21MainTower								
22MainTower	toc01	Feed	---	Vapour	1.44e+004	* -7.2e+004	* 70.00	
	liqq	Draw	---	Liquid	1.33e+005	* -3.0e+005	* 96.56	

تقوم استراتيجية الجزائر الاقتصادية على تطوير الصناعات البتروكيمياوية. يعتبر الغاز الطبيعي والنفط الخام من المواد الخام الأساسية نظرًا لنطاق تطبيقه الواسع. تعتبر الأمونيا واليوريا من المنتجات المطلوبة بشدة في السوق العالمية. من بين هذه المجمعات -sorfert- التي تنتج 2200 x2 طن / يوم من الأمونيا السائلة و 3450 طن / يوم من حبيبات اليوريا. والأخير قبل أن يتم إنتاجه ، قاموا بالإنتاج بعدة معايير. سوف ندرس في هذا العمل ونحسن المبادل E003 في وحدة إزالة الكربون. تتكون هذه الدراسة من دراسة درجات حرارة المذيبات المختلفة. حل مشكلة الرغوة وكذلك التحجيم على مستوى المبادل ؛ حسنت أداء هذه الوحدة.

الكلمات المفتاحية: البتروكيمياويات ، الأمونيا ، اليوريا ، المبادل ، إزالة الكربونات ، الرغوة ، التحجيم.

Abstract

Algeria's economic strategy is based on the development of petrochemical industries. Natural gas and crude oil are the essential raw materials given its wide scope. Ammonia and urea are in high demand in the global market. Among these complexes we have -sorfert- which produces 2x2200 t/d of liquid ammonia and 3450 t/d of granulated urea. And the latter before being produced, they made the production in several parameters. We will study in this work and improve E003 exchanger in the decarbonation unit .This study consists in studying solvent temperature deferent; solve foaming problem and also spread at the exchanger level; have improved the performance of this unit .

Keywords: petrochemicals, ammonia, urea, exchanger, decarbonation, foaming, spreading .

Résumé

La stratégie économique d'Algérie est basée sur le développement des industries pétrochimiques. Le gaz naturel et le pétrole brut sont les matières premières essentielles compte tenu de son vaste champ d'application. L'ammoniac et l'urée s'est des produits fortement demandés dans le marché mondial. Parmi ces complexes on a -sorfert- qui produit 2x2200 t/j de l'ammoniac liquide et 3450 t/j de l'urée granulé. Et ce dernier avant être produise, ils ont fait la production en plusieurs paramètre. Nous étudierons dans ce travaille et faire améliorer échangeur E003 dans l'unité de décarbonatation. Cette étude consiste à étudier les déférentes température de solvant ; faire résoudre problème de moussage et aussi tartrage au niveau d'échangeur ; avoir amélioré performance de cette unité .

Mots-clés : pétrochimiques, l'ammoniac, l'urée, échangeur, décarbonatation, moussage, tartrage.

