



وزارة التعليم العالي والبحث العلمي
Ministry of Higher Education and Scientific Research
جامعة عبد الحميد بن باديس - مستغانم
Abdelhamid Ibn Badis University - Mostaganem
كلية العلوم والتكنولوجيا
Faculty of Sciences and Technology
قسم هندسة الطرائق
Department of Process Engineering

Department of Process Engineering

قسم هندسة الطرائق

The Date

التاريخ:

Ref :...../U.M/F.S.T/2023

رقم: / ج.م.ك.ع.ت//2023

MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER ACADEMIQUE

Filière : Génie des procédés

Option : Génie Chimique

ETUDE DU PROBLÈME DE MOUSSAGE POUR
L'AMELIORATION DE L'UNITE DE DECARBONATATION
AU NIVEAU DU COMPLEXE FERTILISANT - SORFERT-

Présenté par

1- SAID AINES

2-BOUKHORISSA MERIEM

Soutenu le 19/ 06 / 2023 devant le jury composé de:

Président :	MEKIBES ZOHRA	MCB	Université de Mostaganem
Examineur :	DOUARA NADIA	MCB	Université de Mostaganem
Rapporteur :	MAHREZ NOURIA	MCA	Université de Mostaganem
Co-encadreur :	TOUMI IMEN	MCA	Université de Mostaganem

Remerciements

Tout d'abord, nous tenons à remercier Allah qui nous a donné une belle vie, pleine de bonheur.

Nous avons l'honneur et le plaisir de présenter notre profonde gratitude et nos sincères remerciements à notre rapporteur Mme. MAHREZ

Nouria et Mme TOUMI Imen pour leur aide, les orientations et le temps qu'ils nous ont consacré.

Nous remercions les membres du jury d'avoir accepté d'examiner et de juger notre travail : Mme. MEKIBES Zohra (présidente du jury) et Mme.

DOUARA Nadia (examinatrice).

Par ailleurs, nous remercions M. BENMEKI FADILA pour son aide.

Nous remercions aussi l'ensemble du personnel du Département Technique ainsi que tous les opérateurs au niveau de sorfert, qui nous ont permis de réaliser ce stage dans les meilleures conditions.

En particulier : M. BENBERGHOUT Mokhtar, M. ADDLI et M. KERROUMI Karim.

Enfin, nous remercions toutes les personnes qui ont participé de près ou de loin à la concrétisation de ce mémoire de fin d'études.



Dédicaces

Je dédie ce mémoire

À mes parents S. AHMED, B. NORIA pour leur amour Inestimable, leur confiance, leur soutien, leurs sacrifices et toutes les valeurs qu'ils ont su m'inculquer.

À Mon père, mon ami, le frère que je n'ai pas eu je lui dis merci Babaya pour le sacrifice pour l'éducation et pour le bien être que j'ai connu grâce à toi

À celle qui m'a donné la vie ma chère mère,

merci maman pour tout ce que tu fais à moi et pour ton précieux encouragement.
J'espère que la vie te réserve le meilleur.

À mon grand-père S. MUSTAPHA et ma grande mère

S. AISHA qui m'ont toujours soutenus avec leur Douaa que dieu les protège.

À Mon frère : S.ABDELKADER et mes sœurs : S. AYA, et S.IBTIHEL qu'ils m'ont donné et pour leurs précieux encouragements.

À mes chers Ami(e)s Ahmed, Mohamed, Radia, Ahlem qui m'ont aidé à dépasser les obstacles par leur conseils et encouragement.

À tous ma famille paternelle « SAID » et ma famille maternelle «BOUZIANE », A tous mes amis.

À mon encadreur, pour sa disponibilité toujours près de moi pour me soutenir et m'encourager

À Tous ceux qui ont contribués de loin ou de près à l'aboutissement de mon travail, je vous dis merci.

AINES



Dédicaces

Je dédie ce mémoire

À mes parents B .Bencherif, L.Nadia pour leur amour Inestimable, leur confiance, leur soutien, leurs sacrifices et toutes les valeurs qu'ils ont su m'inculquer.

À Mon père, mon ami, le frère que je n'ai pas eu je lui dis merci Papa pour le sacrifice pour l'éducation et pour le bien être que j'ai connu grâce à toi

À celle qui m'a donné la vie ma chère mère,

merci maman pour tout ce que tu fais à moi et pour ton précieux encouragement. J'espère que la vie te réserve le meilleur.

À mon fiancé et mon bras droit, Hicham Mammeri qui m'a aidé à arriver à ce niveau de connaissance.

À Mon frère : B.HOUCINE et mes sœurs : B. SIHEM, et B.HALIMA et B.ROUMAÏSSA qu'ils m'ont donné et pour leurs précieux encouragements.

À mes chers Ami(e)s ABIR, AHLEM, BOUCHRA, RAHMA, WAFI, ASMA qui m'a aidé à dépasser les obstacles par leur conseils et encouragement.

À mes chers neveux : RIADH, ISHAK, ISLAM, et ma nièces AMIRA NOURHAN

À tous ma famille paternelle « BOUKHORISSA » et ma famille maternelle « LATERCHE » , A tous mes amis.

À mon encadreur, pour sa disponibilité toujours près de moi pour me soutenir et m'encourager

À Tous ceux qui ont contribués de loin ou de près à

L'aboutissement de mon travail, je vous dis merci.

MERYAM

Résumé

Cette étude a pour objectif d la recherche des causes les plus importantes liées au problème de la surconsommation de solution de MDEA dans la section décarbonatation au niveau du complexe SORFERT et leurs remèdes, Après les analyses effectuées et les résultats obtenus nous avons trouvé que le phénomène de moussage et l'étude de simulation par le logiciel ASPEN HYSYS à nous confirmer l'importance des équipements hors fonctionnement pour minimiser ces pertes.

Mots clés : moussage ,solution de MDEA, logiciel ASPEN HYSYS

Abstract

Our work took place in the decarbonation section at the level of the SORFERT complex and their remedies. This study aims to find the most important causes related to the problem of overconsumption of MDEA solution in the decarbonation and improvement section of this unit. According to the results found that the foaming phenomenon and the simulation study by the ASPEN HYSYS software confirm the importance of operating the anti- foam pump for well controlled levels, (for minimizing max foaming) and the importance of non- operating equipment to minimize these losses.

Keywords: foaming, MDEA, ASPEN HYSYS software

الملخص

تم عملنا في قسم إزالة الكربون على مستوى مجمع SORFERT وعلاجاتها. تهدف هذه الدراسة إلى إيجاد أهم الأسباب المتعلقة بمشكلة الاستهلاك المفرط لمحلول MDEA في قسم إزالة الكربون وتحسين هذه الوحدة. وفقاً للنتائج التي تم العثور عليها، فإن ظاهرة الرغوة ودراسة المحاكاة بواسطة برنامج ASPEN HYSYS تؤكد أهمية تشغيل المضخة المضادة للرغوة لمستويات مضبوطة جيداً (لتقليل الحد الأقصى للرغوة) وأهمية المعدات غير العاملة لتقليل هذه خسائر.

الكلمات المفتاحية الرغوة, محلول MDEA, ASPEN HYSYS برنامج

SOMMAIRE

Liste des figures Liste

des tableaux Liste des

Abréviations

Introduction générale	1
I.1 Présentation du complexe sorfert.....	4
I.1.1. Generalites	4
I.1.2. Historique du complexe sorfert	4
I.1.3. Situation géographique du complexe	5
I.2 . Organisation de l'usine	5
I.3. Matieres premieres et produits finis	6
I.3.1. Matieres premieres	6
I.3.2. Les produits finis	7
I.4. Les principales zones du complexe	8
I.4.1. zone utilities	8
I.4.2. zone process	8
I.4.3. zone de stockage	9
I.4.4. laboratoire	9
I.5. Description du procede uhde (unite de l'ammoniac).....	10
I.5.1. Procede de fabrication de l'ammoniac.....	10
I.5.2. Principe du procede.....	10
I.5.3. Description des unites de proces.....	11
I.6. Production et fourniture de vapeur	15
I.6.1. Vapeur HP.....	15
I.6.2. Vapeur MP.....	15
I.6.3. Vapeur LP.....	15
I.7. Description detaille de procede d'absorption de l'unite 205.....	16
I.7.1. Cycle du solvant a base de MDEA	16
I.7.2. Vapeurs de dioxyde carbone	17
I.7.3. Condensat de procédé	17
I.7.4. Condensat de vapeur de co2.....	17
I.7.5. Eau polishes	18
I.7.6. Eau d'alimentation chaudiere	18
I.8. Equipements auxiliaires.....	18
I.8.1. Ballon d'appoint et a rejets 105D001	18

I.8.2. Filtre de mdea 105f005	18
I.8.3. Reservoir de stockage de solvant 105T001.....	19
i.8.4. Filtre 105F006A/B ET 105F007A/B.....	19
I.8.5. Poste de dosage d'antimousse 105u300	20
I.8.6. Le packing.....	20
I.9. La charge a traiter	20
II.1. Introduction.....	23
II.2. Itineraire du gaz.....	23
II.2.1. Le procede d'activation de mdea.....	24
II.2.2. Etude des causes et de consequence du moussage	25
II.3. Problematique	26
II.4. Analyse des problemes	26
II.4.1. Analyses de la solution mdea	27
II.4.2. Analyse % H ₂ O et % mdea dans la solution de MDEA	27
II.4.3. Analyse % co ₂ et % mdea dans la solution de MDEA	29
II.4.4. Analyse de moussage dans la solution de MDEA	31
II.4.5. Influence de la temperature de la solution de MDEA sur le moussage	32
II.4.6. Influence de l'excès d'anti mousse sur le moussage	33
II.5. Simulation de l'unité 205 CO ₂ removal.....	34
II.5.1. Methodologie adoptee.....	34
II.5.2. Choix du modele thermodynamique.....	34
II.5.3. La colonne d'absorption 205c001	35
II.6. Simulation du cas design.....	36
II.6.1. Les parametres de fonctionnement de l'absorbeur	36
II.6.2. Compression des resultats obtenus par simulation avec celles du design.....	37
II.7. Conclusion.....	40
II.8. Verification du cas actuel	40
II.8.1. Les resultats de la simulation	40

Conclusion générale

LISTE DES FIGURES

Figure I.1 : Plan générale du complexe d'ammoniac Sorfert.....	3
Figure I.2 : Molécule de NH ₃	5
Figure I.3 : Molécule de l'urée.....	5
Figure I.4 : Schéma de l'unité de l'ammoniac	8
Figure I.5 : Étape principale de procédé	9
Figure I.6 : Reformeur primaire et secondaire	11
Figure I.7 : Boucle de synthèse de l'ammoniac	12
Figure I.8 : Circuit de régénération de MDEA	15
Figure I.9 : Filtre de MDEA 105F005	17
Figure I.10 : Réservoir de stockage de solvant 105T001	18
Figure I.11 : Dimester du filtre 105F006	18
Figure I.12 : Packing.....	19
Figure II.1 : Mécanisme réactionnel de l'aMDEA	22
Figure II.2 : Concentration de MDEA %	25
Figure II.3 : La variation du pourcentage de MDEA et H ₂ O	26
Figure II.4 : Appareille de mesure de moussage.....	28
Figure II.5 : variation du moussage en fonction de la température de la solution MDEA	31
Figure II.6 : la variation du moussage en fonction de la concentration d'anti mousse.....	31
Figure II.7 : Caractéristiques d'absorbeur sur ASPEN HYSYS V8.8	33
Figure II.8 : Diagramme de simulation de l'unité de décarbonatation de l'absorbeur sur ASPEN.	34
Figure II.9 : Profil de température obtenu par Hysys du cas design de C001	36
Figure II.10 : Profil de pression obtenu par Hysys du cas design de C001	36
Figure II.11 : Profil des débits obtenu par Hysys du cas design de C001.....	37
Figure II.12 : Profil de fraction molaire du CO ₂ obtenu par Hysys du cas design de C001.....	37
Figure II.13: Profil de température obtenu par ASPEN HYSYS V8.8 du cas actuel de C001	37
Figure II.14 : Profil de pression obtenu par ASPEN HYSYS du cas actuel de C001	40
Figure II.15 : Profil de débit obtenu par Hysys du cas actuel de C001	40
Figure II.16 : Profil de fraction molaire du CO ₂ obtenu par Hysys du cas actuel de C001	41

LISTE DES TABLEAUX

Tableau I.1 : Fiche technique du complexe	2
Tableau I.2 : Composition du gaz naturel.....	4
Tableau I.3 : Composition moyenne du gaz de synthèse entrant à l'unité de décarbonatation	20
Tableau II.1 : Propriétés physico-chimique du MDEA activée (pure) et MDEA activée.....	23
Tableau II.2 : concentration de MDEA	25
Tableau II.3 : Analyses de la solution % MDEA et % H ₂ O	26
Tableau II.4: Analyses de la solution MDEA mesurée comparable avec la norme.....	27
Tableau II.5: Analyses de %CO ₂ et % MDEA.....	27
Tableau II.6 : Analyses de %CO ₂ et % H ₂	28
Tableau II.7 : Le suivi du taux de moussage avant l'arrêt du train 205	29
Tableau II.8 : Le suivi du taux de moussage après l'arrêt du train 205	29
Tableau II.9 : Influence de la température de la MDEA sur le moussage	30
Tableau II.10 : Caractéristiques de l'absorbeur 205C001	33
Tableau II.11 : Paramètres de fonctionnement de l'absorbeur 205C001	34
Tableau II.12 : Paramètres de sortie du cas design et de la simulation de C001	37
Tableau II.13 : Paramètres de fonctionnement de l'absorbeur 205C001 du cas actuel.....	41
Tableau II.14 : Paramètres de sortie du cas actuel et de la simulation de C001	41

Liste des abréviations

Liste des abréviations

SORFERT : Sonatrach Orascom Fertiliser

RTO : Région de transport ouest

PFD : Process flow Diagram

MDEA : Méthyle di-Ethanol Amine

MDEA : Méthyle di-ethanolamine activé

PZ : Pipérazine

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

HP : Haute Pression

MP : Moyenne Pression

BP : Basse Pression

HT : Haute Température

MT : Moyenne Température

BT : Basse Température

E : Echangeur

B : Four

C : Colonne

K : Compresseur

F : Séparateur

CO₂ : Dioxyde de carbone

CO : Monoxyde de carbone

H₂ : Hydrogène

NH₃ : Ammoniac

H₂O : L'eau

Ppm : Partie par million

MW : Méga Watt

R : Rendement

P : Masse volumique (kg/m³)

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

T : Température (°C)

U : Coefficient de transfert de chaleur (W/m². K)

V : Vitesse (m/s)

S : Surface (m²)

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

Introduction générale

Depuis 1970, la stratégie économique d'Algérie est basée sur le développement des industries pétrochimiques. L'Algérie a ouvert plusieurs complexes d'unité telle 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. 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/jour, puis en 1980 la réalisation d'une seconde unité de 1000t/jour au sein du même complexe.

Parmi ces complexes, le SORFERT qui produit 2x2200 t/jour. 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/ jour de NH_3 et 10 500 t/jour d'urée, est un des premiers au monde.

Notre travail a été réalisé au niveau du complexe fertilisant - SORFERT- et avait pour objectif de faire le suivi de fonctionnement de l'unité décarbonatation, où en basant surtout d'étudier le problème de moussage afin d'assurer une bonne amélioration dans cette unité.

Ce travail est divisé en deux parties :

- La première est consacrée à la présentation du complexe et la description du procédé utilisé.
- La seconde comporte une série d'analyses effectuées au niveau de laboratoire du complexe pour étudier l'influence de quelques paramètres sur le problème de moussage, afin de localiser et identifier les causes qui peuvent provoquer et augmenter ce problème.
- A la fin on termine par une conclusion générale récapitule les principaux résultats obtenus au cours de ce travail.

Chapitre I

Partie Théorique

I.1 Présentation du complexe SORFERT

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 [1].

Elle comporte des installations modernes, fiables et intégrées pour la production d'ammoniac (capacité nominale 2 x 2200 t/jours et d'urée granulée (capacité nominale de 3450 t/jours 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. Historique du complexe SORFERT

Tableau I.1 : Fiche technique du complexe [1].

Parameters	Valeurs
Superficie	27 hectares
Construction	Orascom construction industries OCI
Date de construction	Février 2007
Alimentation en gaz	Décembre 2011
Alimentation en gaz naturel	RTO
Procédé	Thyssen Krupp UHDE
Nombre de train	02 trains identiques 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

Les installations suivantes se trouvent sur le site :

- 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.
- 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 30000 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.

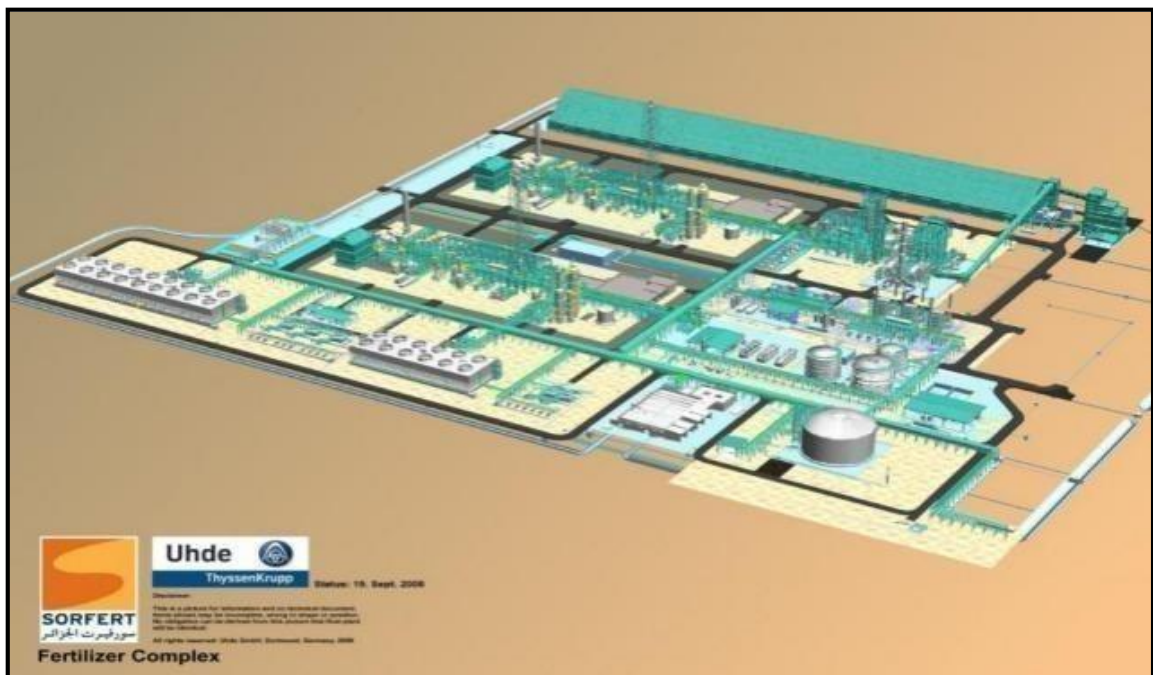


Figure I.1 : Plan générale du complexe d'ammoniac Sorfert

I.3. Matières premières et produits finis [1]

I.3.1. Matières premières [1]

Le Gaz Naturel

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 [1].

Composants du GN	Unites	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
Mercuré	$\mu\text{g}/\text{Nm}^3$	50
Soufre	Ppm	<10

L'Oxygène :

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

L'Azote (Nitrogène) :

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

Le Dioxyde de Carbone (CO₂) :

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

La Vapeur d'Eau :

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

I.3.2. Les produits finis [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 di azote et de dihydrogène (c'est un des composés les plus synthétisés au monde).

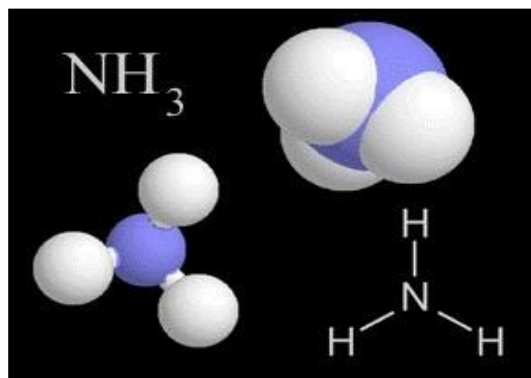


Figure I.2 : Molécule de NH₃

L'Urée (CO(NH₂)₂)

L'urée ou carbamide est un composé organique de formule chimique CO(NH₂)₂. C'est aussi le nom de la famille des dérivés de l'urée de formule générale (R1, R2) N-CO-N (R3, R4). 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.

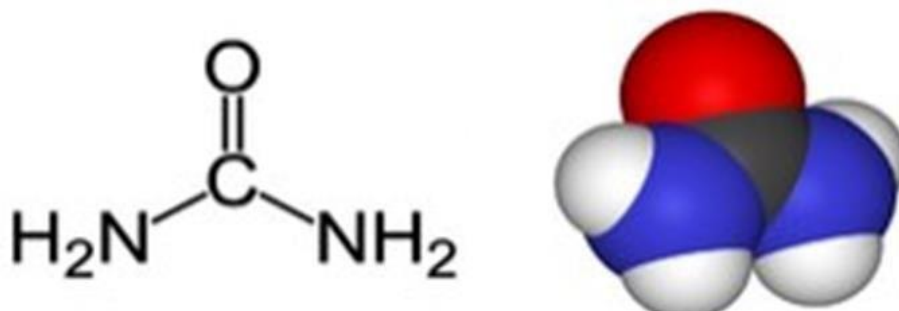


Figure I.3 : Molécule de l'urée

I.4. Les principales zones du complexe [1]

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

I.4.1. Zone utilities

Les utilities 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 utilities 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.
- Désulfurisation 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 (NH₃).
- Réfrigération de l'Ammoniac.

I.4.2.2. Unité de production d'Urée

- Les étapes de production d'urée :
- Compression du CO₂.
- Pompe 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 15000m³ et d'un hangar d'engrais d'une capacité de 100000 m³.

- Stockage au port

Le stockage au port est constitué de deux réservoir d'ammoniac liquide d'une capacité de 3000 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 [1].

I.4.4. Laboratoire

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

I.5. Description du procédé UHDE (unité de l'ammoniac)

I.5.1. 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.

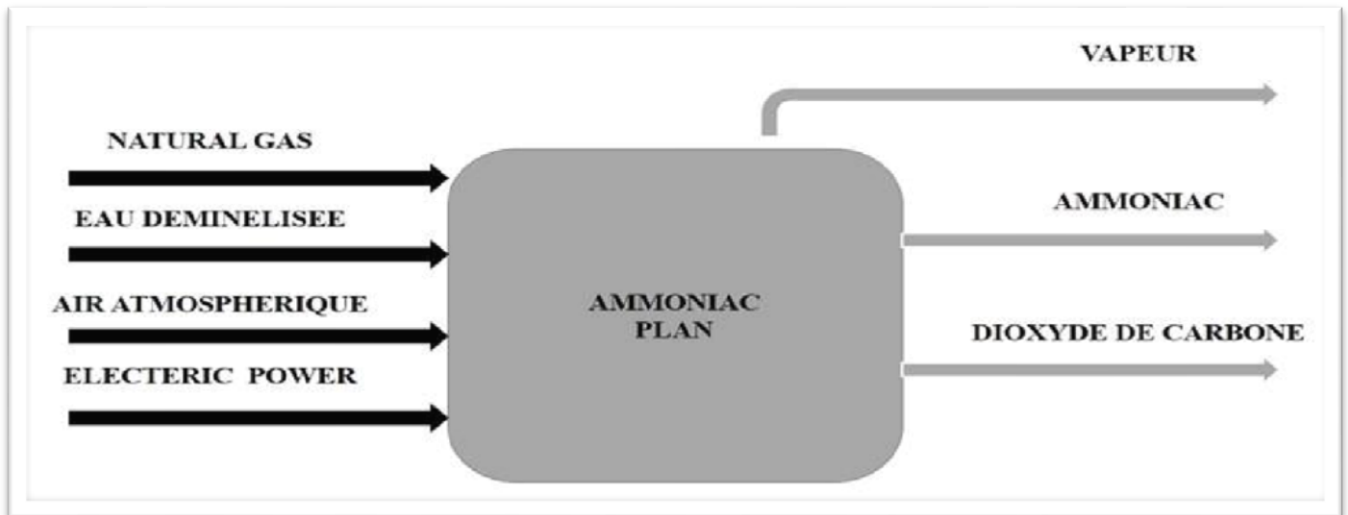
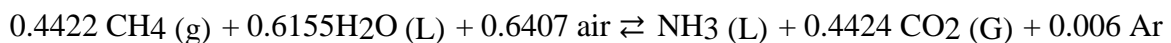


Figure I.4 : Schéma de l'unité de l'ammoniac

I.5.2. 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 :



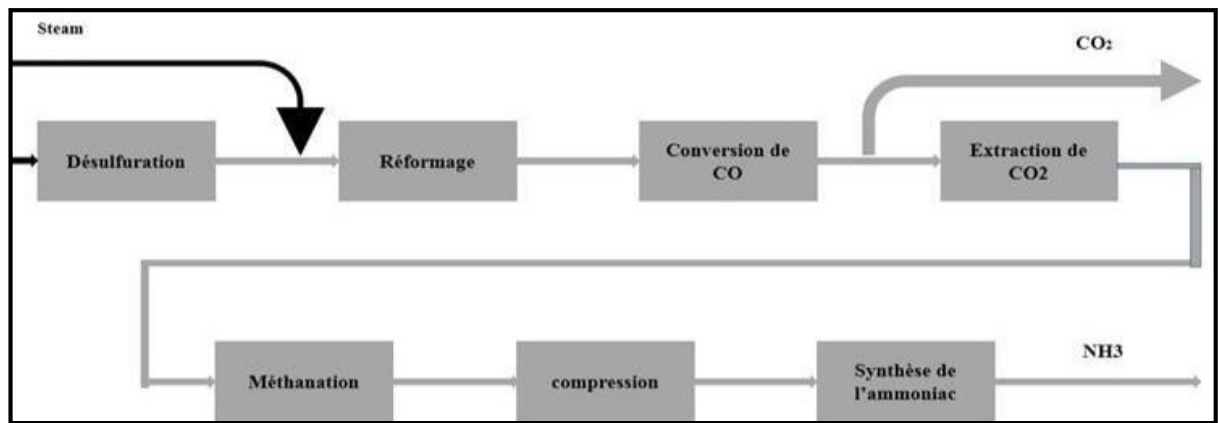


Figure I.5 : Étape principale de procédé

I.5.3. Description des unités de procédés [1]

I.5.3.1. Unité 000 (extraction d'hélium et de mercure)

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.

I.5.3.2. Unité 201 (compression et désulfuration de gaz naturel)

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 hydrogénation 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.

I.5.3.3. Unité 202 (compression de l'air industriel)

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.

I.5.3.4. Unité 203 (reformage à la vapeur et récupération de chaleur)

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.

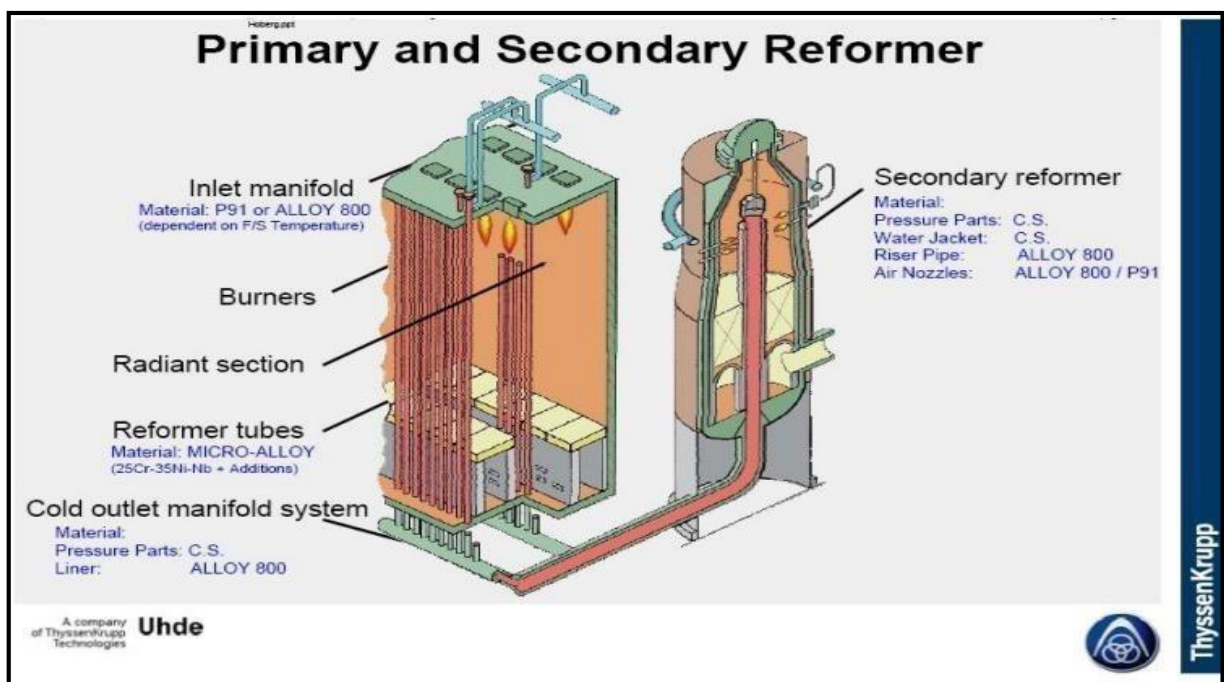
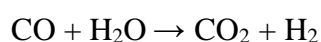


Figure I.6 : Reformeur primaire et secondaire

I.5.3.5. 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.

I.5.3.6. Unité 205 (extraction du dioxyde de carbone)

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.

I.5.3.7. Unité 206 méthanation

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 méthanation 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 méthanation peut être modifiée en ajoutant du gaz de procédé froid.

I.5.3.8. Unité 207 compression de gaz synthèse

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.

I.5.3.9. Unité 208 boucle de synthèse de l'ammoniac

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

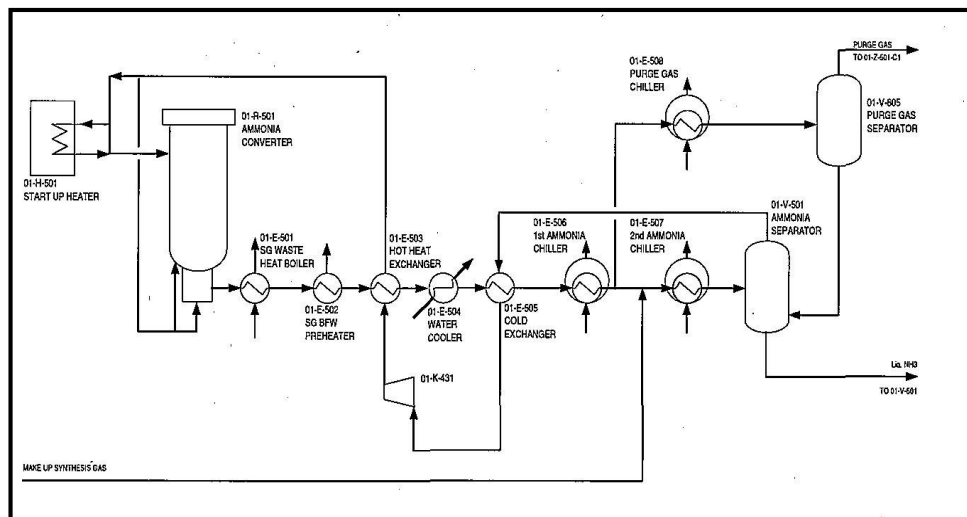


Figure I.7 : Boucle de synthèse de l'ammoniac

I.5.3.10. Unité 209 réfrigération

La réfrigération 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 °C.
- Séparation du gaz inerte dissous et de l'ammoniac liquide produit

I.5.3.11. Unité 210 récupération de l'ammoniac

Deux types de gaz résiduaire contenant une quantité relativement importante de NH_3 , 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.

I.5.3.12. Unité 211 récupération de l'hydrogène

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.

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.

I.6. Production et fourniture de vapeur [4]

I.6.1. 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 I 208E001 et échangeur de récupération de chaleur II 208E002 dans l'unité 208 synthèse d'ammoniac.

I.6.2. 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.

I.6.3. 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 extraits de la turbine 282 MT 01 de la pompe BFWest utilisée à d'autres fins, telles que le préchauffage du carburant et les éjecteurs des circuits de vide.

I.7. Description détaillé de procédé d'absorption de l'unité 205 [1]

I.7.1. 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 a une température d'environ 85 °C, est acheminé à partir de la partie inférieure de l'absorbeur 205C001 via la turbine hydraulique 205MT01 vers la cuve de détente HP 105C002, 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 [1].

Ces gaz inertes sont ensuite acheminés dans le circuit de gaz combustible du reformeur primaire 203B001, 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 205F004 vers le reformeur primaire, si nécessaire, ce gaz de détente peut aussi être brûlé dans la torche 206V801 [1].

Le solvant à base de MDEA détendu est dilaté environ 1,6 bars absolus dans la cuve de détente BP 205C003, dans cette cuve de détente BP, le solvant à base de MDEA est réchauffé à contre-courant du gaz, de la vapeur de tête produites par le décomposeur 205C004, environ la moitié du CO₂ est expulsée pendant ce processus. Le solvant va quitter 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. Le flux partiel principal, soit environ 82 %, est acheminé vers la partie centrale de l'absorbeur 205C001 à une température d'environ 75 °C au moyen de la pompe de solvant semi-régénéré 205P001A/B. La pompe 205P001A est couplée à la turbine hydraulique 205MT01 et à un moteur électrique et la pompe 205P001B est simplement entraînée par un moteur électrique. Le flux partiel restant, soit environ 18 %, est acheminé au moyen des pompes d'alimentation de décomposeur 205P002A/B via l'échangeur de chaleur du solvant régénéré / semi-régénéré 205E005 et, après préchauffage à environ 94 °C, vers la tête du décomposeur 205C004. Dans le décomposeur, le solvant semi-régénéré est décomposé à contre-courant par de la vapeur qui est générée dans le rebouilleur 205E002, la majorité du CO₂ est extrait de cette manière du solvant [1].

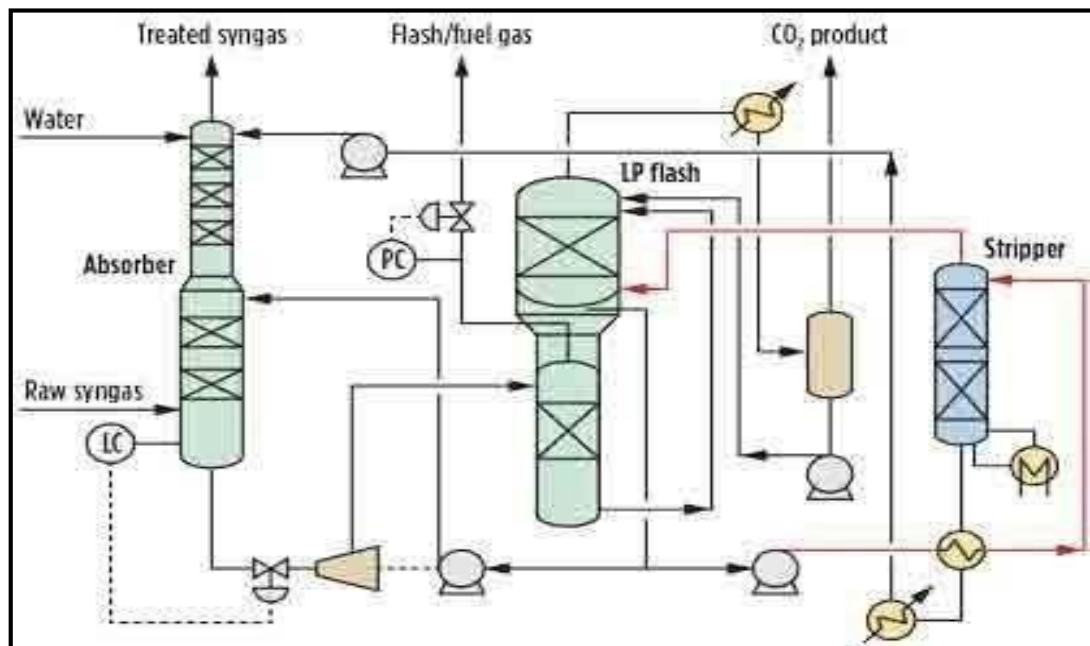


Figure I.8 : Circuit de régénération de MDEA

I.7.2. Vapeurs de dioxyde carbone

Les vapeurs de CO_2 produites par la tête du décomposeur 105C004 sont conduits 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 [1].

I.7.3. 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 CO_2 dissous) est refoulé par la pompe d'alimentation 180P001A/B vers le décomposeur de condensats 180C001 via le préchauffeur de condensats 180E001 [1].

I.7.4. Condensat de vapeur de CO_2

Le condensat obtenu est séparé du CO_2 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 $9\text{ m}^3/\text{h}$, est acheminée vers les plateaux de transfert (2 cloches de barbotage) dans la partie supérieure de la cuve de détente BP 105C003.

I.7.5. 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.

I.7.6. 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.

I.8. Équipements auxiliaires [4]

I.8.1. 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.

I.8.2. Filtre de MDEA 105F005

Un flux partiel d'environ 50 m³/h de solvant à base de MDEA est recerclé 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.



Figure I.9 : Filtre de MDEA 105F005

I.8.3. 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.



Figure I.10 : Réservoir de stockage de solvant 105T001

I.8.4. 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, sur les pompes 105P001A/B, 105P002A/B, 105P003A/B et la turbine hydraulique 105MT01.



Figure I.11 : Dimester du filtre 105F006

I.8.5. 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.

I.8.6. Le packing

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.

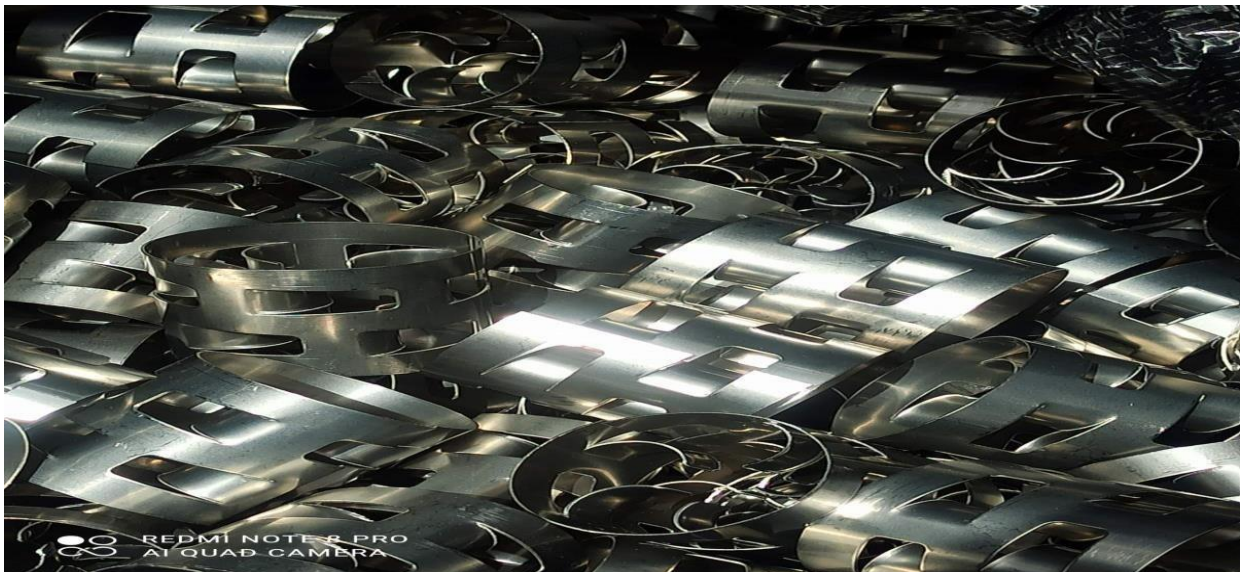


Figure I.12 : Packing

I.9. La charge à traiter

Le gaz de synthèse est constitué d'une quantité de gaz carbonique qu'il faudra éliminer, le tableau suivant résume la composition du gaz à traiter.

Tableau I.3 : Composition moyenne du gaz de synthèse entrant à l'unité de décarbonation [1].

Composition du gaz	Mol %
Méthane CH ₄	0,53 %
Dioxyde de Carbone CO ₂	17,91 %
Monoxyde de Carbone CO	0,33 %
Hydrogène H ₂	59,87 %
Azote N ₂	21,11 %
Gaz inerte (Ar, He...)	0,25 %

La composition de gaz de synthèse en CO₂ à l'entrée de la section de décarbonations est de 17,91 %, ce qui nécessite un traitement d'épuration, parce que le CO₂ c'est un fort poison pour le catalyseur de synthèse et aussi réagit avec l'ammoniac présent dans la boucle de synthèse en carbamate d'ammonium.

Chapitre II
Partie
Expérimentale

II.1. Introduction

Le Complexe des fertilisants Sorfert se compose de plusieurs Systèmes. Chaque système assure un traitement ou une transformation de procédé spécifique ou les deux à la fois qui seront réalisés par un nombre d'équipements dynamiques et Statiques mentionnés sur les Schémas. Cette formation vous permet de connaître le fonctionnement du Procédé du Système 105 et de vous familiariser avec la localisation physique de ses équipements. Le système 105 est situé en aval du Système 104 (Conversion Shift) et en Amont du Système 106 (Méthanation). IL a pour but de réduire la teneur de CO₂ (un poison pour le catalyseur de synthèse) contenu dans le gaz de synthèse jusqu'à une teneur admissible (500 ppm). Le procédé d'extraction utilisé est l'absorption CO₂ par la MDEA.

II.2. 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 chargé 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.2.1. Le procédé d'activation de MDEA [1]

Le procédé BASF aMDEA est introduit pour éliminer le CO₂ du gaz de synthèse et, ce solvant aMDEA est constitué globalement de trois substances, à savoir la base chimique méthyl-di-éthanol-amine (MDEA), l'eau et un l'activateur, le méthyldiéthanol amine générique (MDEA) réagit avec l'eau et le CO₂ en produisant les espèces protégées 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.

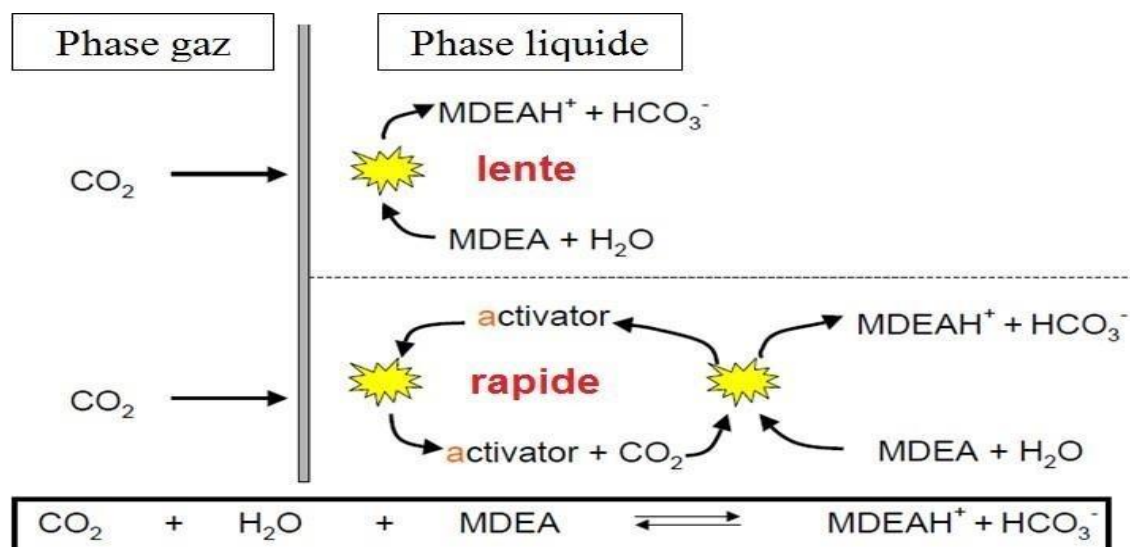


Figure II.1 : Mécanisme réactionnel de l'aMDEA.

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 CO₂ est lente, pour la faire la catalysassions en introduit le système activateur, c'est-à-dire qu'il accélère l'absorption de CO₂ par la MDEA, la régénération du système activateur permanente en faisant passer le CO₂ à travers la MDEA, les réactions d'absorption chimique de CO₂ dans un système aqueux d'amines tertiaires tel que la MDEA sont des réactions d'équilibre

METHYLDIETHANOLAMINE ACTIVEE PURE

Celui-ci à l'état pure est constitué de :

- > aMDEA 96,0 % en poids ;
- > Eau 4,0 % en poids ;
- > Substances insolubles dans l'eau maximum 0,03 % en poids.

METHYL DI ETHANOL AMINE ACTIVEE SOLUTION 40%

Le solvant utilisé contient :

- 40,0 % en poids de méthyl di éthanol amine activée
- 60,0 % en poids d'eau
- Le poids moléculaire 19,2 kg/mole ;
- Point d'ébullition MDEA pure 245 °C ;
- Point d'ébullition de la solution aqueuse 110 - 120 °C ;
- Plus, un système activateur.



Tableau II.1 : Propriétés physico-chimique du MDEA activée (pure) et MDEA activée (solution 40%) [4].

Propriétés Physique –chimique	MDEA activée Pure	MDEA activée solution 40%
Etat physique	Liquide	Liquide
Couleur	Incolore -jaune	Incolore -jaune
Odeur	d'amine	d'amine
Valeur du pH à 20 °C	11-12 (100 g/l)	13-14 (100 g/L)
Point d'ébullition	>100 °C	>100 °C
Point de fusion	<-10 °C	5 – 6 °C
Densité à 20 °C	1,04 à 1,050 g/cm ³	1,045 g/cm ³
Point d'éclair	100 °C	96 °C
Température d'inflammation	200 °C	340 °C
Solubilité dans l'eau à 20 °C	Miscible	Miscible
Pression de vapeur à 20 °C		6 mbar
Limite inférieure d'explosivité		27,7 % (V)
Limite supérieure d'explosivité		51,2 % (V)

II.2.2. Etude des causes et de conséquence du moussage

- **Les causes :**
 - Dégradation de l'anti mousse.
 - Dégradation de MDEA.
 - La température élevée.

- Les réactions secondaires dans (LTS) qui produise du méthanol.
- **Les conséquences**
 - Impact sur la production globale d'ammoniac.
 - Risques de corrosion, de perte de production dans l'usine d'urée.
 - Augmentation du pourcentage de CO₂.
 - Dégradation de la MDEA.

II.3. Problématique

Notre étude a été effectuée au complexe Sorfert fertilisant, spécialement au niveau de la section décarbonatation du gaz naturel. Nos efforts ont été concentrés sur le problème de moussage dans la colonne d'absorption du CO₂ car on a remarqué que l'MDEA utilisée pour la décarbonatation à tendance à mousser même si elle est propre, ce qui constitue premièrement un poison pour les catalyseurs dans la suite du procédé, et deuxièmement il influe sur la qualité des produits finis.

Pour cela on va étudier l'influence de quelques paramètres sur le moussage, afin de localiser et identifier les causes qui peuvent provoquer et augmenter ce problème. Après on va faire une comparaison entre les deux cas design et actuel, et observer les anomalies dans l'unité en utilisant les paramètres de fonctionnement actuel et essayer de trouver une solution pour faire fonctionner l'unité dans des paramètres convenables.

II.4. Analyse des problèmes

Nous avons procédé dans la partie suivante à l'étude de l'influence des principaux facteurs qui favorisent l'apparition du phénomène de moussage. Notre étude est basée sur le suivi d'analyse du problème de moussage avant et après l'arrêt du train 205 en suivant :

Influence de la température de la solution MDEA sur le moussage.

Influence de l'excès l'anti mousse sur le moussage.

II.4.1. Analyses de la solution MDEA [13]

On va faire une vérification de la solution MDEA pauvre à l'entrée de l'absorbeur.

Tableau II.2 : concentration de MDEA.

Les jours de prélèvement	Concentration de MDEA [35 – 40] %
19 / 02 / 2023	36,26
20 / 02 / 2023	36,30
21 / 02 / 2023	35,84
22 / 02 / 2023	35,49
23 / 02 / 2023	35,93
24 / 02 / 2023	35,18
25 / 02 / 2023	35,23

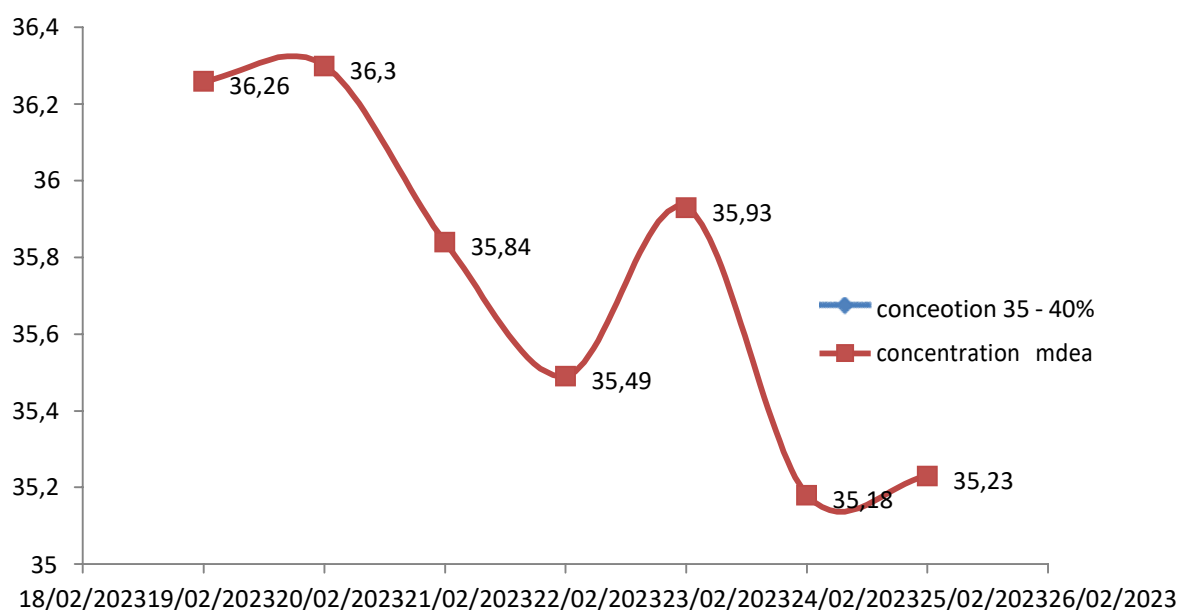


Figure II.2 : Concentration de MDEA %

D'après la vérification de la solution MDEA pauvre à l'entrée de l'absorbeur on conclure que la concentration de MDEA dans la norme requis [35-40] %.

II.4.2. Analyse % H₂O et % MDEA dans la solution de MDEA

Principe

C'est de contrôler la concentration de la MDEA et de déterminer la teneur en H₂O contenu dans la MDEA pauvre.

Cette méthode est basée sur le titrage alcalimétrique par l'intermédiaire de l'indicateur (phénolphtaléine).

Mode opératoire [9]

On prend 5 mL de l'échantillon (MDEA pauvre) dans un erlenmeyer de 250 mL, on ajuste l'eau distillée jusqu'à 25 mL. Après, on ajoute 2 gouttes de phénophtaléine.

On remarque que la solution devient rose. Ensuite, on titre avec H₂SO₄ (1N) jusqu'à la décoloration complète de la solution, on note le volume (V₁) d'acide utilisé en millilitre.

Dans la même solution, on ajoute 2 gouttes d'indicateur phénophtaléine. Après on continue le titrage jusqu'à l'apparition de la couleur rose. On note le volume (V₂) d'acide utilisé depuis le début du titrage en mL.

Calcul :

$$\% \text{ H}_2\text{O} = (V_2 (V_1 + 0,75)) \times 0,7$$

$$\% \text{ MEA} = V_2 \times 1,25$$

Tableau II.3 : Analyses de la solution % MDEA et % H₂O [5].

Les jours de prélèvement	% MDEA	% H ₂ O
07 / 02 / 2023	34,40	65,60
08 / 02 / 2023	34,11	65,88
09 / 02 / 2023	33,60	66,40
10 / 02 / 2023	35,95	64,05
11 / 02 / 2023	35,32	64,68
12 / 02 / 2023	34,09	65,91
13 / 02 / 2023	34,53	64,47

Les analyses quotidiennes de la solution MDEA nous indiquent que les valeurs toujours recommandées par la valeur tolérable qui est de [35-40] % pour MDEA et de [60-70] % pour H₂O.

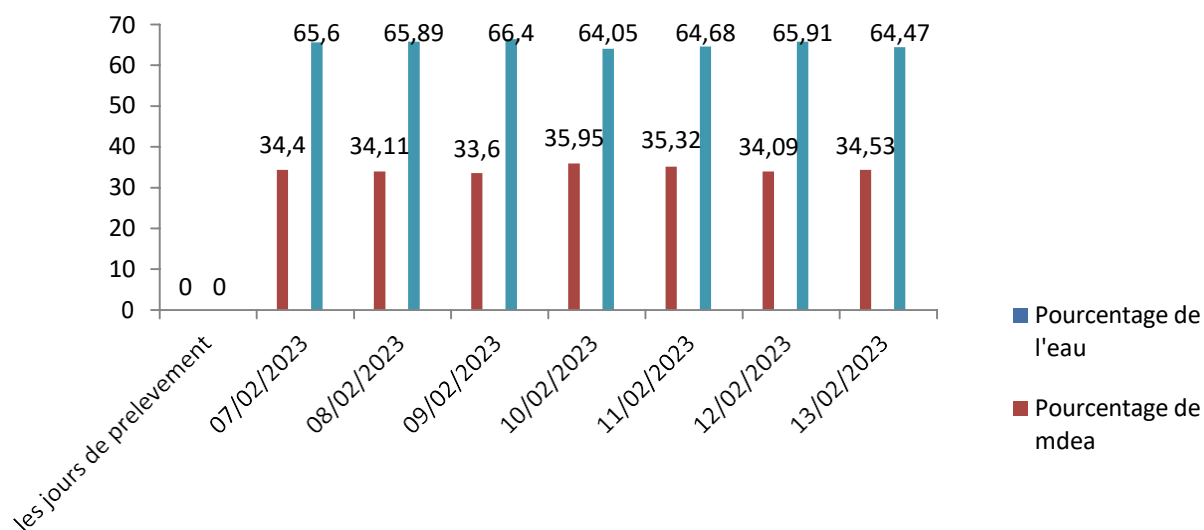


Figure II.3 : La variation du pourcentage de MDEA et H₂O

Tableau II.4 : Analyses de la solution MDEA mesurée comparable avec la norme [5].

	Norme	Mesurée
% MDEA	Min 35 %, max 40 %	35,18 à 36,30
% H ₂ O	Min 55 %, max 60 %	64,05 à 66,40

II.4.3. Analyse % CO₂ et % MDEA dans la solution de MDEA [10]

Cette méthode est basée sur le titrage alcalimétrique par l'intermédiaire de deux indicateurs colorés (phénol phtaléine et indicateur mixte). Prendre 5 mL de l'échantillon, les introduire dans un erlenmeyer, ajouter 100 mL d'eau distillée plus 2 gouttes de phénophtaléine, la solution devient rose. Traiter avec H₂SO₄ normal jusqu'à décoloration complète de la solution. Noter le volume (V₁) d'acide utilisé en millilitre. Dans la même solution on y ajoute 2 gouttes d'indicateur mixte et on continue le titrage jusqu'à l'apparition de la couleur rose. Noter le volume (V₂) d'acide utilise depuis le début du titrage en mL.

$$\% \text{ MEA} = V_2 \times 1,25$$

$$\% \text{ CO}_2 = V_2 - (V_1 + 0,75) \times 0,7$$

Tableau II.5 : Analyses de % CO₂ et % MDEA [5].

Les jours de prélèvement	CO ₂ [ppm]	MDEA %
07 / 04 / 2023	300	34,11
08 / 04 / 2023	200	34,40
09 / 04 / 2023	500	33,60
10 / 04 / 2023	75	35,95
11 / 04 / 2023	80	35,32
12 / 04 / 2023	400	34,09
13 / 04 / 2023	317	34,53

D'après les résultats obtenus, on remarque que l'augmentation de la concentration de la MDEA diminue le pourcentage de CO₂ sleep dans la sortie de l'absorbeur, mais n'arrive pas à régler le problème définitivement, car le pourcentage de CO₂ sleep reste toujours inférieur à la valeur tolérée ce qui confirme l'existence d'autre facteur notamment la température élevée.

Tableau II.6 : Analyses de % CO₂ et % H₂.

Les jours de prélèvement	H ₂ % [0.2-1]	CO ₂ % [min 99,8]
07 / 04 / 2023	0,84	99,16
08 / 04 / 2023	0,73	99,27
09 / 04 / 2023	0,70	99,30
10 / 04 / 2023	1,18	98,82
11 / 04 / 2023	0,76	99,24
12 / 04 / 2023	0,60	99,40
13 / 04 / 2023	0,57	99,43

D'après les résultats obtenus, nous remarquons que plus le pourcentage d'hydrogène diminue, plus le dioxyde de carbone augmente. Donc on conclut que la présence de la mousse produit des bulles d'hydrogène qui entraîne une diminution de CO₂, matière première de la production d'urée.

II.4.4. Analyse de moussage dans la solution de MDEA

Principe

Cette méthode a pour but la détermination du moussage des solutions de MDEA. On fait passer un courant d'azote (ou d'air) par un tube de dispersion de gaz dans une éprouvette graduée de 250 ml contenant 90 mL d'échantillon à analyser. Le volume total qu'occupe la solution plus la mousse est défini comme la hauteur de la mousse.

Mode opératoire

On prend 50ml de l'échantillon MDEA dans une éprouvette graduée. On ouvre la vanne d'air et on règle le débit d'air à 32 cm^3 . Selon le taux qui donnera la plus grande hauteur de mousse sans dépasser 250 mL. On note le volume maximal de la mousse en (mL).

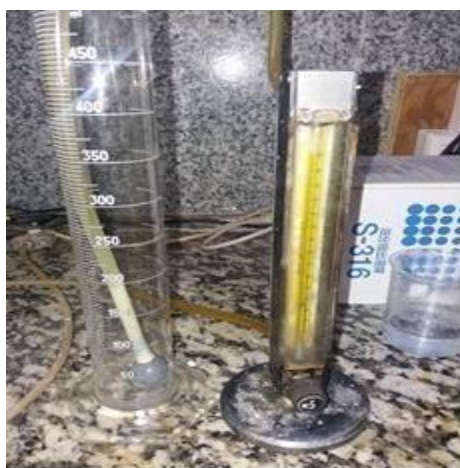


Figure II.4 : Appareille de mesure de moussage

Calcul :

$$V (\text{MDEA}+5 \text{ mL}) = V_1 = 55 \text{ mL.}$$

$$V (\text{moussage}) = (V_2 - V_1) = (V_2 - 55)$$

Tableau II.7 : Le suivi du taux de moussage avant l'arrêt du train 205.

Date	% MDEA [35-40]	% CO ₂ [min 99,8]	Moussage
25/02/2023	34,70	99,16	35
24/02/2023	35,06	99,31	40
23/02/2023	38,55	99,27	55
22/02/2023	34,20	99,30	70
21/02/2023	32,51	98,82	30
20/02/2023	34,08	99,24	50
19/02/2023	35,08	99,40	45

Tableau II.8 : Le suivi du taux de moussage après l'arrêt du train 205.

Date	% MDEA [35-40]	% CO ₂ [min 99,8]	Moussage
25/02/2023	35,40	99,10	15
24/02/2023	36,20	99,15	25
23/02/2023	36,70	99,20	45
22/02/2023	35,80	99,18	15
21/02/2023	33,90	98,05	20
20/02/2023	35,05	99,30	35
19/02/2023	36,45	99,11	30

Le taux de moussage obtenu avant l'arrêt annuel du train 205, dépasse de loin la norme qui est de 10 mL. La maintenance des équipements stratégique de la section décarbonation à savoir l'absorbeur et le régénérateur occasionne une diminution du moussage, mais n'arrive pas à régler le problème. Le taux de moussage après l'arrêt annuel du complexe reste toujours supérieur à la valeur tolérée. Ce qui confirme l'existence d'autres facteurs influençant ce phénomène.

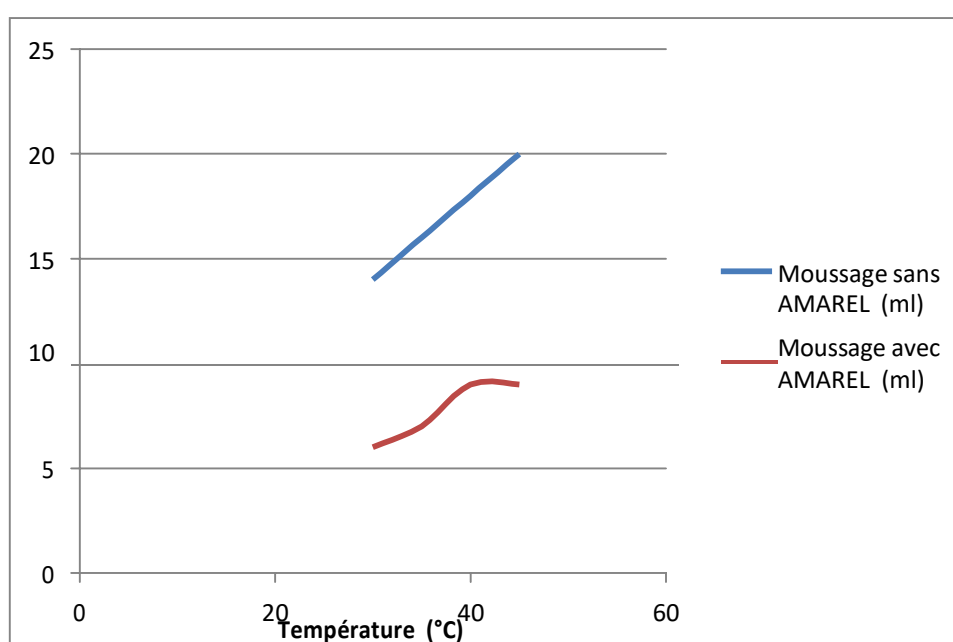
II.4.5. Influence de la température de la solution de MDEA sur le moussage

L'expérience est basée sur le chauffage de la solution de MDEA à 35 % sans et avec addition d'anti-mousse AMAREL. A l'aide d'un bain marie, nous faisons chauffer la solution MDEA avec 50 ppm d'AMAREL à différentes températures allant de 25 °C à 60 °C. Ensuite, nous dispersons le gaz dans une éprouvette graduée de 250 mL contenant 50 ml d'échantillon à analyser. Nous notons la hauteur de la mousse produite en « mL ». Puis nous effectuons un essai à blanc dans les mêmes conditions (sans anti mousse). Les résultats de la lecture de mousse sont représentés dans le tableau II.9.

Tableau II.9 : Influence de la température de la MDEA sur le moussage.

Température (°C)	30	35	40	45	50	55	60
Moussage sans AMAREL (mL)	14	16	18	20	21	23	24
Moussage avec AMAREL (mL)	6	7	9	9	12	13	15

La hauteur de la mousse varie en croissance avec la température de la solution MDEA selon la représentation graphique du tableau II.9 :

**Figure II.5 :** variation du moussage en fonction de la température de la solution MDEA

On conclut que l'élévation de la température de la solution de 20 °C à 50 °C provoque l'augmentation du phénomène du moussage.

II.4.6. Influence de l'excès d'anti mousse sur le moussage

Dans cette partie de notre travail, nous avons étudié l'effet de l'augmentation de concentration d'anti mousse (AMAREL) sur le volume des mousses formées (en mL), nous avons fixé la température de la solution à 38 °C, puis on fait varier la concentration d'anti mousse, le volume des mousses formées est noté et les résultats obtenus sont représentés dans le graphe suivant :

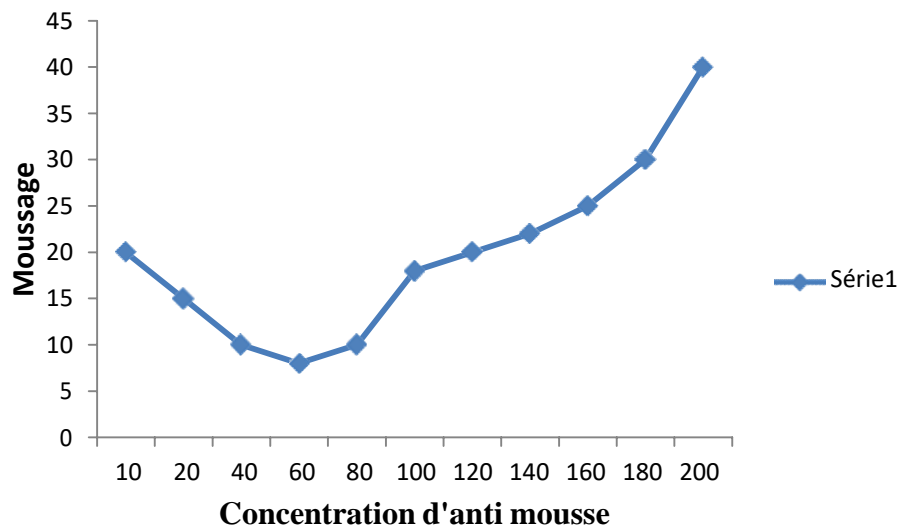


Figure II.6 : la variation du moussage en fonction de la concentration d'anti mousse

Nous constatons que l'ajout d'anti mousse réduit le moussage jusqu' à une concentration optimale de 60 ppm, au-delà de cette quantité une nette augmentation est observée jusqu'à trois fois d'augmentation de l'élévation de la mousse par rapport au point initial. La quantité d'anti mousse qui ne réagit pas pendant la réaction a tendance à se comporter comme un agent moussant qu'il faut purger, le phénomène est reconnu l'orsque la couleur de la MDEA change de blanc clair au blanc foncé. La concentration recommandée est de 40 ppm.

II.5. Simulation d'unité de décarbonatation 205

Afin d'avoir une idée précise du fonctionnement de l'unité de décarbonatation, il était important de simuler tous les équipements de cette l'unité.

II.5.1. Méthodologie adoptée

Premièrement, Il était fondamental de vérifier la configuration de notre simulation sur la base des valeurs design puis celles des valeurs réelles. Une fois les ajustements apportés pour cette configuration de la simulation pour la convergence des résultats, nous somme passer à étudier cette unité avec les paramètres actuels afin de trouver une solution définitive aux anomalies existantes dans cette dernière et ainsi optimiser son fonctionnement.

II.5.2. 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.

II.5.3. 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 II.10 : 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	4-25 mm	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 :

Il y'a une troisième section dans cette colonne composée de deux plateaux à clapet située au sommet de la colonne et sert à déminer l'entraînement des gouttes de l'aMDEA.

Design	Parameters	Side Ops	Internals	Rating	Worksheet	Performance	Flowsheet	Reactions	Dynamics
Parameters									
Acid-Gas Calculations									
Calculation Type <input type="text" value="Efficiency"/>									
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								
Tray Spacing/Stg Pack Hght [m]	0,5000	1,300	1,300						
Packing Type		IMTP	IMTP						
Packing Vendor		GENERIC	GENERIC						
Tuning Parameters									
	Column Section 1	Column Section 2	Column Section 3						
Flow Model	VPlug	VPlug	VPlug						
Interfacial Area Method	Scheffe	Onda	Onda						
Mass Transfer Method	AICHE	Onda	Onda						
Interfacial Area Factor	1,000	1,000	1,000						
Heat Transfer Factor	1,000	1,000	1,000						
Liq Mass Trans. Coef. Factor	1,000	1,000	1,000						
Vap Mass Trans. Coef. Factor	1,000	1,000	1,000						

Figure II.7 : Caractéristiques d'absorbeur sur ASPEN HYSYS V8.8

II.6. 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.

II.6.1. Les paramètres de fonctionnement de l'absorbeur

Tableau II.11 : Paramètres de fonctionnement de l'absorbeur 205C001 (annexe A).

Paramètre	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

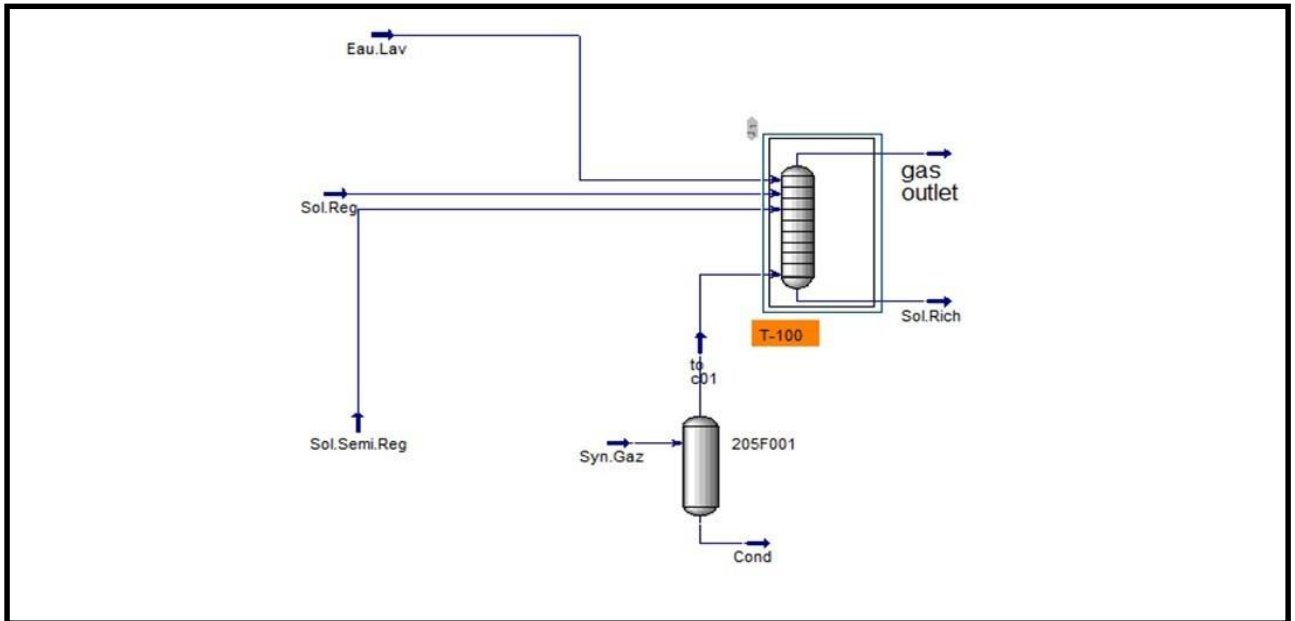


Figure II.8 : Diagramme de simulation de l'unité de décarbonatation de l'absorbeur sur ASPEN

II.6.2. Compression des résultats obtenus par simulation avec celles du désigne

II.6.2.1. Les résultats de L'absorbeur 205C001

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

Tableau II.12 : 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	105500	0,87
Débit d'aMDEA riche (m ³ /h)	3228	3350	3,77
Température de tête (°C)	50	50,11	0,22
Température de fond (°C)	84	82,82	2,20
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

$$\text{erreur} = (|V_{\text{désigné}} - V_{\text{désigné simulé}}| / V_{\text{désigné}})$$

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.

Profil de température

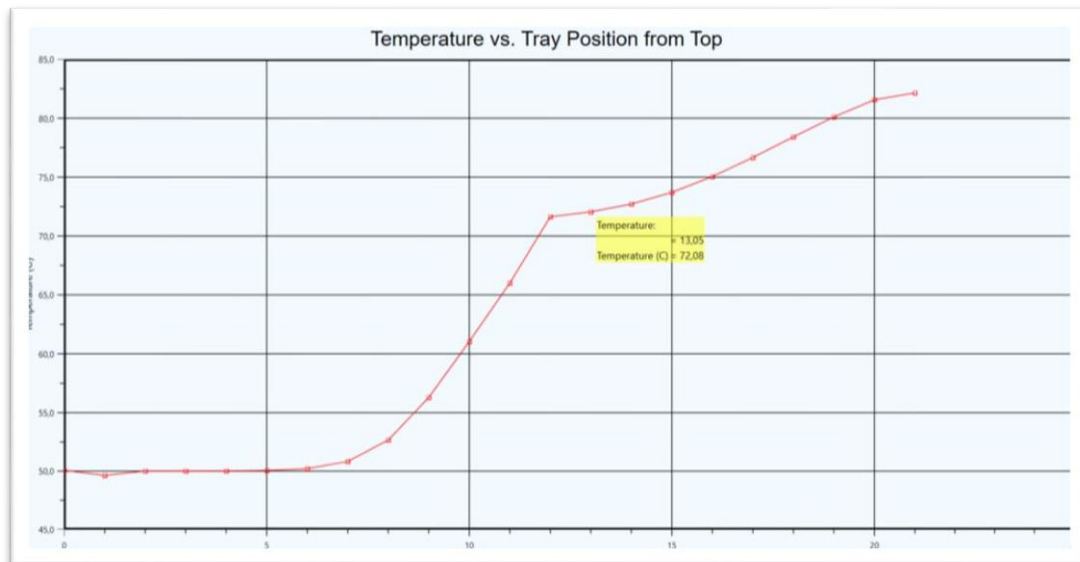


Figure II.9 : Profil de température obtenu par Hysys du cas design de C001

❖ L'interprétation

Nous remarquons que la température varie d'une façon régulière et croissante le long de la colonne, cette croissance due à la nature exothermique de la réaction d'absorption du CO₂ dans les amines qui montre le bon fonctionnement et la stabilité de l'absorbeur.

Profil de pression

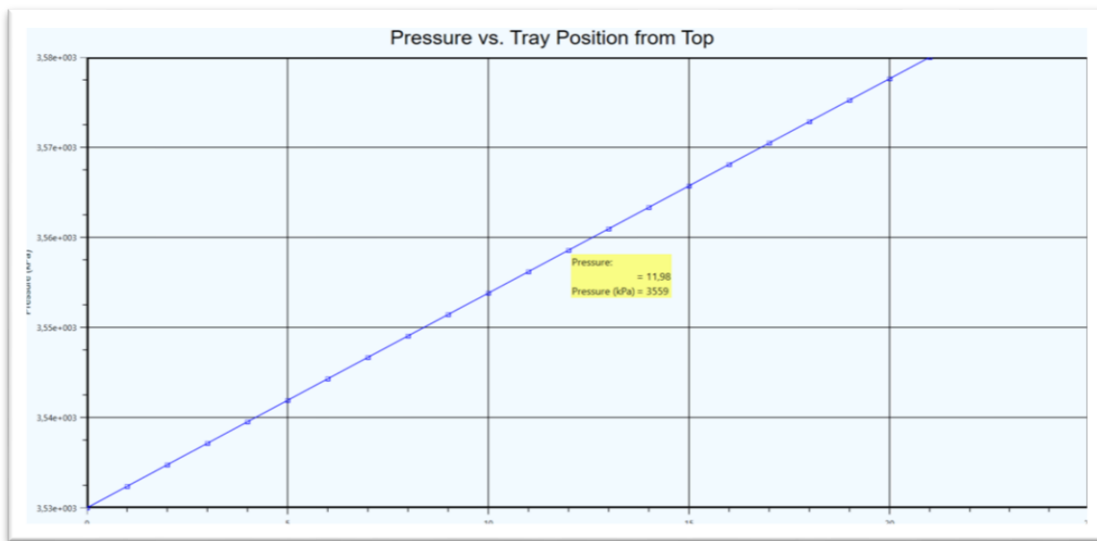


Figure II.10 : Profil de pression obtenu par Hysys du cas design de C001

D’après le graphe on peut constater une faible perte de charge, ce qui démontre qu’il y’a une circulation parfaite du liquide et de la vapeur à travers le garnissage.

Profil de débit

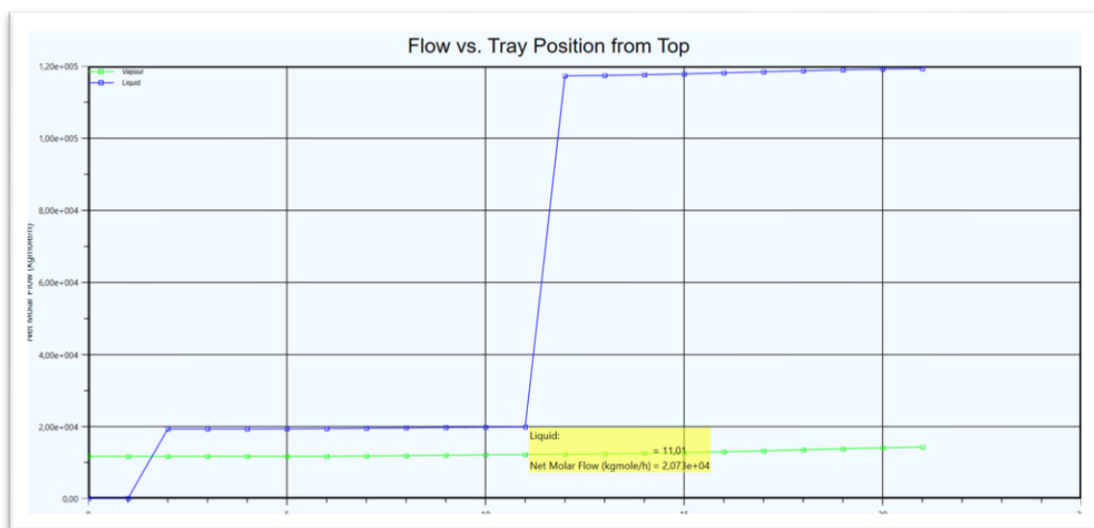


Figure II.11 : Profil des débits obtenu par Hysys du cas design de C001

En observant le profil de débit le long de la l’absorbeur, nous remarquons que le débit molaire de la vapeur est presque stable le long de la colonne par contre le débit du liquide améliorer soudainement au 13^{eme} plateau à cause de l’introduction de l’alimentation de la solution semi-régénérer dans ce dernier.

Profil de fraction molaire



Figure II.12 : Profil de fraction molaire du CO₂ obtenu par Hysys du cas design de C001

La fraction molaire de CO₂ diminue d'une façon régulière du haut au bas de la colonne de stripage, cette diminution est due à l'augmentation de la température le long de cette dernière, ce qui favorise la régénération de l'amDEA et libère la totalité du CO₂, et nous produit la solution régénérée utilisée comme alimentation au sommet d'absorbeur.

II.7. Conclusion

Par le fait, les résultats de la simulation ainsi que les résultats 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. Nous pouvons confirmer la stabilité de l'unité dans les paramètres de fonctionnement design.

II.8. Vérification du cas actuel

II.8.1. Les résultats de la simulation

Pour ce cas d'étude on a simulé l'unité avec les données réelles de fonctionnement de l'unité 205.

A noter que pour atteindre une teneur en CO₂ inférieure à 0,05 % après le démarrage de l'unité en 2013, quelques paramètres ont subi des modifications par rapport au design, tels que les débits des deux solutions : régénérer et semi-régénérer.

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

Paramètre	Design	Actuel
Débit de solution semi- régénéré (m ³ /h)	2661	3030
Débit de solution régénéré (m ³ /h)	519	630
Température de solution semi-rég. (°C)	75	87,60
Température de solution rég. (°C)	50	60

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

Tableau II.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 deC001 kg/h	119840	106000	11,63
Température de tête (°C)	71	70,01	1,4
Température de fond (°C)	90,70	91,89	1,3
Composition de (CO ₂) tête (%)molaire	0,05	0,037	12
Pression tête (bar)	35,3	35,3	0,00
Pression fond (bar)	35,8	35,8	0,00

Nous constatons que les résultats du simulateur se rapprochent du cas actuel pour les débits et les températures et la composition du gaz traité, ce qui nous permet d'étudier les profils de température et les fractions molaires le long de la colonne.

Profil de température

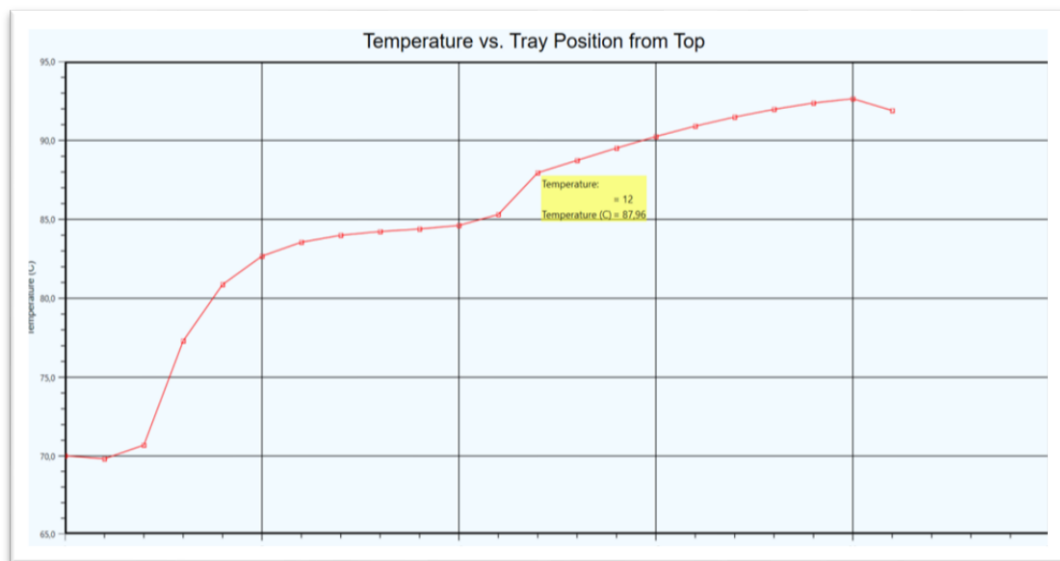


Figure II.13 : Profil de température obtenu par ASPEN HYSYS V8.8 du cas actuel de C001.

A partir de l'allure du graphe, on remarque que la température varie d'une façon irrégulière. La température diminue progressivement du 20^{ième} au 12^{ième} étages puis chute brusquement du 10^{ième} au 2^{ième} étages ce qui a pour conséquence la défavorisation de l'absorption et cause d'un déséquilibre entre les deux phases liquide-vapeur. Cela due à la température élevée de l'alimentation en deux solutions régénéré et semi-régénéré.

Profil de pression

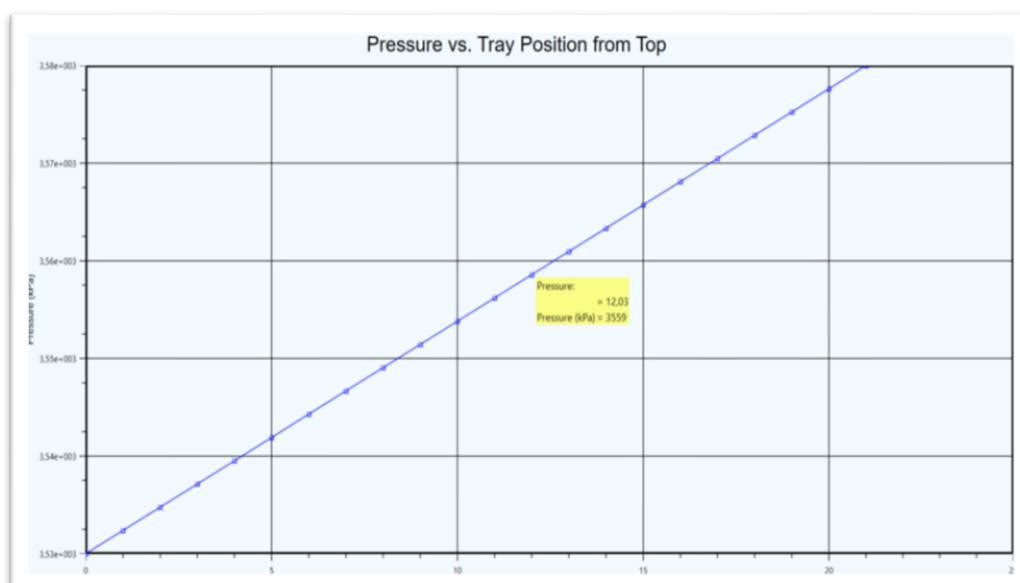


Figure II.14 : Profil de pression obtenu par ASPEN HYSYS du cas actuel de C001

♦ L'interprétation

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

Profil de débit

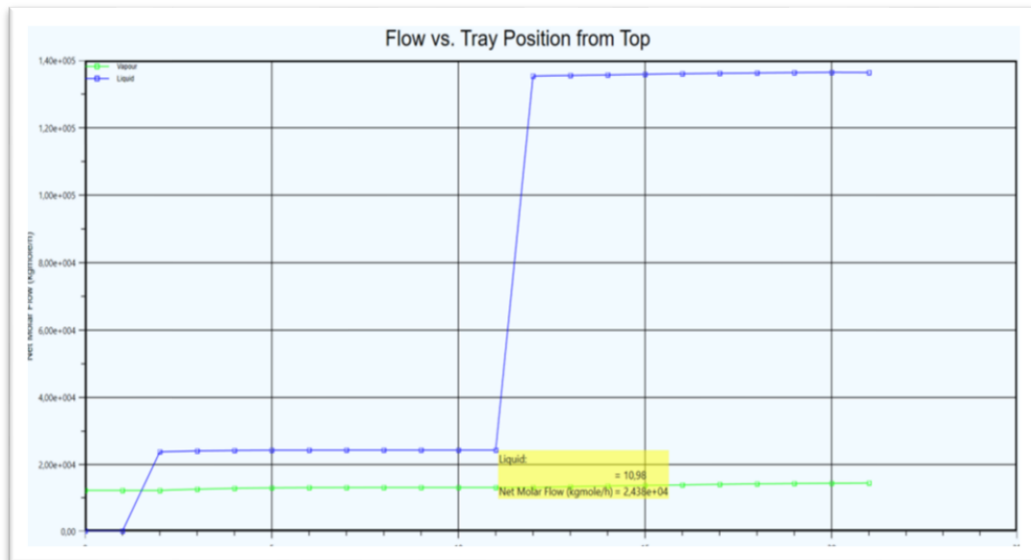


Figure II.15 : Profil de débit obtenu par Hysys du cas actuel de C001

Profil de composition

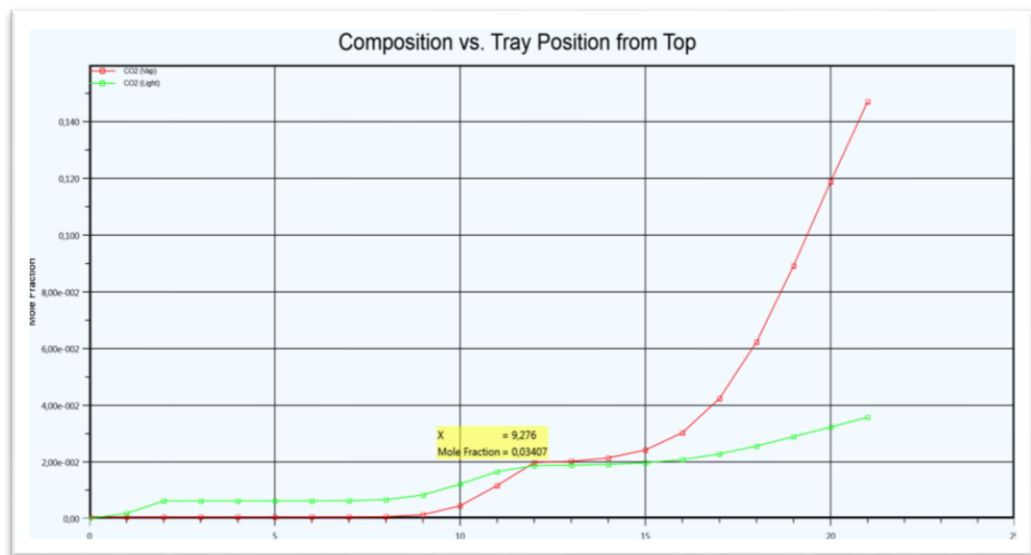


Figure II.16 : Profil de fraction molaire du CO2 obtenu par Hysys du cas actuel de C001

On peut remarquer que la variation de la fraction molaire de CO_2 dans le gaz de synthèse est irrégulière surtout dans le douzième et le treizième étage, et c'est due à la température élevée de la solution semi-régénérée, cette température favorise une libération de CO_2 dans ces plateaux, ce qui exige de trouver une solution fiable pour le contrôler. Après avoir étudié le cas design et le cas actuel, on constate que les températures et les débits très élevés des solutions (régénérer et semi-régénéré) utilisés dans l'absorbeur altère la performance de captage et cause une variation irrégulière des différents profils le long de la colonne ce qui résulte une instabilité générale dans l'unité, en ajoutant que l'utilisation des débits importants vides les capacité d'aspiration des pompes et risque de manifester un déclenchement d'urgence et interrompte la production, ce qui laisse une faible marge de l'exploitation de l'unité et aussi diminue la durée de vie de l'aMDEA, et avec l'expérience qu'on a vécu dans cette unité on remarque que la température élevée de solution génère la formation de mousse ce qui rend l'exploitation de cette unité un vrai défi, et ça montre l'obligation de trouver une solution définitive à ces augmentations de température.

Conclusion générale

Conclusion générale

Le but de notre étude est d'analyser et trouver les sources du problème de moussage au niveau du complexe de production des fertilisants SORFERT pour une amélioration et vérification des performances de cette unité.

Le fait que les températures et les débits utilisés dans l'unité sont très élevés aux valeurs design, nous avons remarqué une instabilité générale, cette instabilité nous oblige à trouver une solution définitive et fiable pour contrôler cette situation critique.

Après l'analyse et les expériences au laboratoire et la vérification de la conformité de notre simulation en utilisant le modèle thermodynamique ACID-GAZ, en étudiant le cas actuel et les différents profils le long des colonnes, on a obtenu les résultats suivants :

Le volume de moussage est considéré comme volume mort qui entrainera la diminution du rendement du procédé de décarbonatation.

L'augmentation de la température diminue la tension superficielle de la solution MDEA et favorise la tendance de moussage de la solution d'amine à partir d'une température de 45 °C.

L'excès d'anti mousse provoque la mousse de solution MEA au-delà d'une concentration optimale de 60 ppm.

Les pertes de charge sont acceptables dans l'absorbeur malgré l'augmentation des débits de solution.

En fonction des résultats obtenus, on a fait les recommandations suivantes :

Faire fonctionner la pompe anti mousse pour bien contrôler les niveaux, (pour minimiser le moussage au maximum).

La réparation (maintenance préventif de l'échangeur 206E003 est obligatoire afin de reprendre le contrôle de la température de la solution régénérer).

L'installation d'un nouvel échangeur 205E007 pour contrôler la température de la solution semi régénérer à 75 °C est favorisera l'absorption du CO₂.

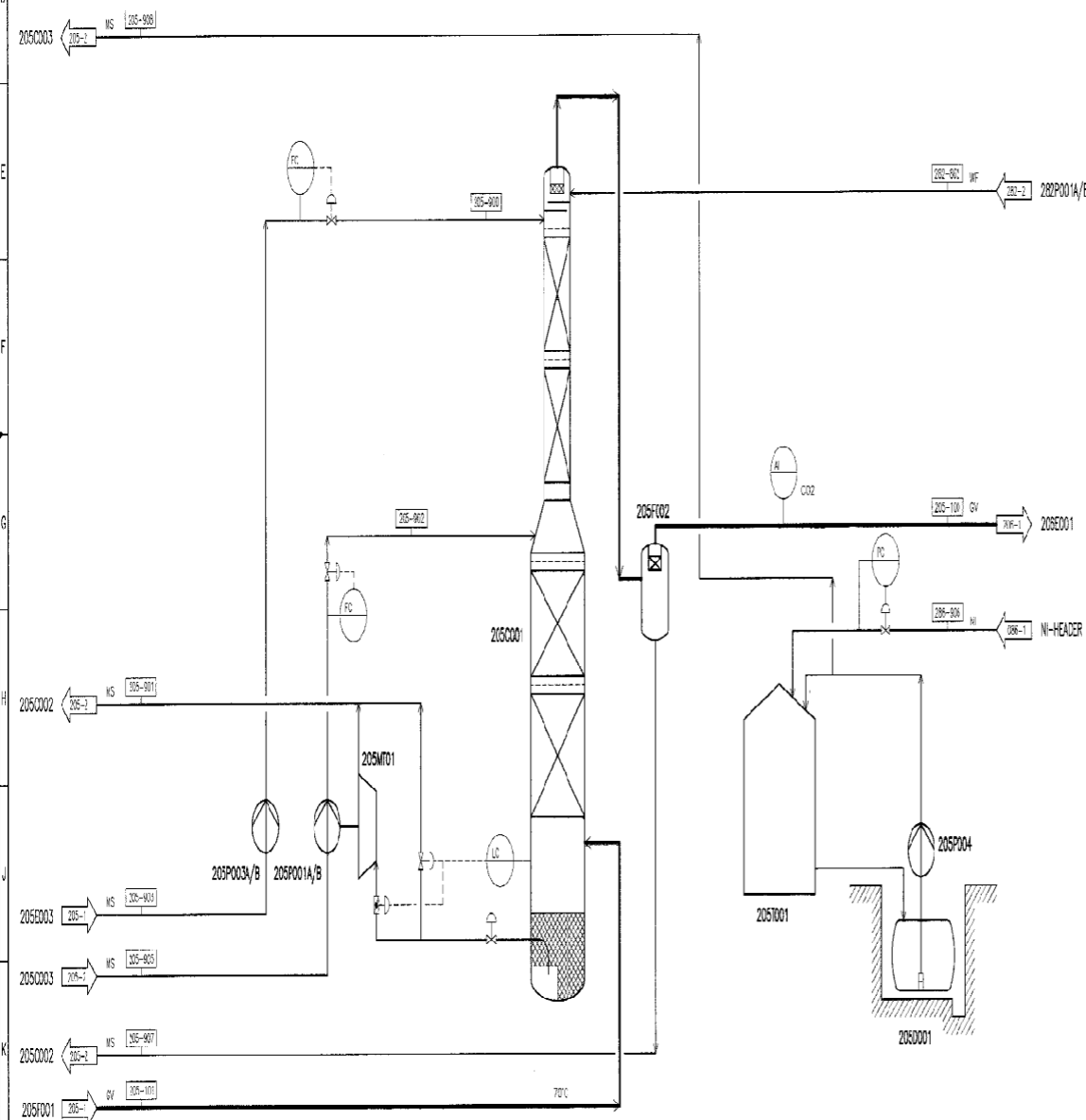
Références

- [1] Manuel DE Formation de complexe fertilisants de sorfert
- [2] SAHRAOUI Nora et BOUZAKRI Hadjer « Etude dynamique d'une colonne d'absorption » mémoire de fin d'étude de l'université de MOHAMED KHIDER BISKRA soutenu en juin 2011 sorfert
- [3] Fiche Technique de l'aMDEA (BASF)
- [4] Manuel opératoire du complexe fertilisant volume 2 (9) ; décembre 2006
- [5] Les analyses référence HG9803 effectué par The Dow Chemical Compagnie le 09/02/2016
- [6] Hooke, R. J. (1997). An Investigation of Some Sterically Hindered Amines as Potential Carbone Dioxide Scrubbing Compounds. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 36(5), 1779–1790.
- [7] Kohl, A. L. and R. B. Nielsen (1997). *Gas Purification* (5th edition), Gulf Professional Publishing, ISBN 978-0-8841-5220-0, Texas.
- [8] Austgen, D. M., Rochelle, G. T., Peng, X., & Chen, C. C. (1989). Model of vapor-liquid equilibria for aqueous acid gas-alkanolamine systems using the electrolyte-NRTL equation. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 28(7), 1060–1073.
- [9] Manuel opératoire du procédé de décarbonation de complexe sorfert; 14 décembre 2014
- [10] Manuel opératoire et document de laboratoire du complexe sorfert; 2014
- [11] Metz, B.; Davidson, O.; de Coninck, H. C.; Loos, M.; Meyer, L. A. IPCC Mathonat, C.; Majer, V.; Mather, A. E.; Grolier, J.-P. E. *Use of Flow* 1997, 140, 171.

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
STREAM DESCRIPTION		CONVERT GAS	CONVERT GAS	LEAN SOLVENT	RICH SOLVENT	SEMILEAN SOLVENT	LEAN SOLVENT	SEMILEAN SOLVENT	CONDENSATE	LEAN SOLVENT	BFW	GASEOUS NITROGEN
COMPONENT	MOLAR WEIGHT											
CH4	16.04 Mol. %	0.64	0.53									
CO2	44.01 Mol. %	0.05	17.91									
CO	28.01 Mol. %	0.40	0.33									
AR (PKCL. HE)	39.95 Mol. %	0.30	0.25									
H2	2.02 Mol. %	72.86	59.87									
N2	28.01 Mol. %	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						0.0			
TOTAL FLOW	kg/h	106428	221150	530760	3459252	2813102	530760	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 g	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	205R001	SUP DRUM	205F002	HEAT EXCHANGER	205M001	HYDRAULIC TURBINE	205F001A/B	SEMILEAN SOLVENT PUMP	205F003A/B	LEAN SOLVENT PUMP	205P004	SUP PUMP	205T001	NITROGEN STORAGE TANK
---------	----------	---------	----------	---------	----------------	---------	-------------------	------------	-----------------------	------------	-------------------	---------	----------	---------	-----------------------

LEGEND:
 STREAM NO.
 HEAT DUTY MW

UN	Code	Part	Group	Rev
11-3100	SO-UQ-0802.00012	000		01
Store Location: Server/Share		Document: D-080-Code		
Path: \\001\server\share\11310-08		Doc: IDSO-JD-0802.00012		
Store Location: Folder		Store Name		
\\001\server\share		11-3100-10756124		
Store Name		PID: 001#01		
SPR002-3kg head		Type of Document: Order No.		
Pic. Unit: Con. Unit: TON		Rev. Status		
205				
 SORFERT Fertiliser Complex		 Uhde All rights reserved © 2007 Uhde GmbH		
Drawn	Date	Name	Description	
04.03.08	04.03.08	RJ	PROC. FLOW DIAGRAM NO. 205-3	
Checked	Date	Name	Description	
04.03.08	04.03.08	Ta	CO2-REMOVAL ABSORPTION	
Approved	Date	Name	Description	
04.03.08	04.03.08	Ta	CO2-REMOVAL ABSORPTION	
Rev.	Date	Name	Date	Name
01	20.01.08	Ta	20.01.08	Ta
02	20.01.08	Ta	20.01.08	Ta
03	20.01.08	Ta	20.01.08	Ta
04	20.01.08	Ta	20.01.08	Ta
05	20.01.08	Ta	20.01.08	Ta
06	20.01.08	Ta	20.01.08	Ta
07	20.01.08	Ta	20.01.08	Ta
08	20.01.08	Ta	20.01.08	Ta
09	20.01.08	Ta	20.01.08	Ta
10	20.01.08	Ta	20.01.08	Ta
11	20.01.08	Ta	20.01.08	Ta
12	20.01.08	Ta	20.01.08	Ta
13	20.01.08	Ta	20.01.08	Ta
14	20.01.08	Ta	20.01.08	Ta
15	20.01.08	Ta	20.01.08	Ta
16	20.01.08	Ta	20.01.08	Ta

ANNEXE B

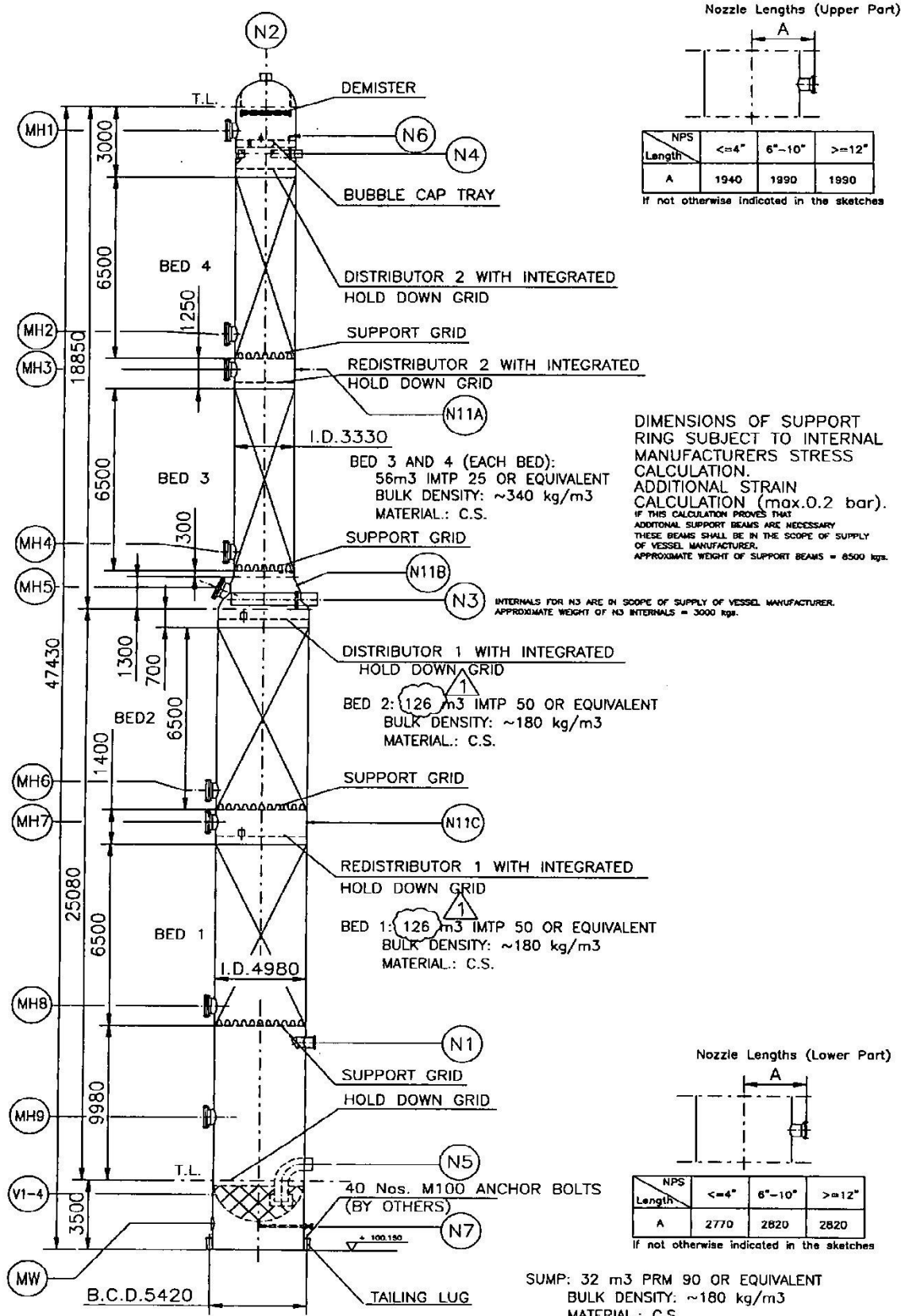
PRINCIPLE SKETCH

Absorber

TON 105C001

Item

Rev. 01



26.11.07 10:30:03

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

Krupp Uhde Technical Specification	Plant NH3 / Urea	Customer	Code Sorfert	UAN 11-3100	Page 2
	Support grids for Absorber			TON 105C001-Z10	
	Absorber: Internals & Trays			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.

ANNEXE C

1	Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Design Simulation (3) (2).hsc
2		Unit Set: SI
3		Date/Time: Mon Jun 12 20:47:03 2023
4		

Absorber: T-100 @Main

CONNECTIONS

Inlet Stream		
STREAM NAME	Stage	FROM UNIT OPERATION
water	1_Main Tower	
to c01	22_Main Tower	Separator 205F001
line	3_Main Tower	
semi	13 Main Tower	

Outlet Stream		
STREAM NAME	Stage	TO UNIT OPERATION
liqq	22_Main Tower	
gas outlet	1 Main Tower	

MONITOR

Specifications Summary

	Specified Value	Current Value	Wt. Error		
gas outlet Rate	---	1.172e+004 kgmole/h	---		
	Wt. Tol.	Abs. Tol.	Active	Estimate	Used
gas outlet Rate	1.000e-002	1.000 kgmole/h	Off	On	Off

SPECS

Column Specification Parameters

gas outlet Rate

Fix/Rang:	Fixed	Prim/Alter:	Primary	Lower Bnd:	Upper Bnd: ---
Stream:	gas outlet	Flow Basis:	Molar		

SUBCOOLING

Degrees of Subcooling	
Subcool to	

User Variables

PROFILES

General Parameters

Sub-Flow Sheet:	T-100 (COL1)	Number of Stages:	22 *
-----------------	--------------	-------------------	------

Profile Estimates

		Temperature (C)	Net Liquid (kgmole/h)	Net Vapour (kgmole/h)
49	1 Main Tower	50.11	54.33	1.172e+004
50	2 Main Tower	49.63	51.01	1.172e+004
51	3 Main Tower	50.05	1.935e+004	1.171e+004
52	4 Main Tower	50.16	1.936e+004	1.172e+004
53	5 Main Tower	50.57	1.936e+004	1.173e+004
54	6 Main Tower	51.77	1.938e+004	1.173e+004
55	7 Main Tower	54.47	1.944e+004	1.175e+004
56	8 Main Tower	58.50	1.954e+004	1.181e+004
57	9 Main Tower	62.87	1.966e+004	1.192e+004
58	10 Main Tower	66.69	1.977e+004	1.203e+004
59	11 Main Tower	69.58	1.985e+004	1.214e+004
60	12 Main Tower	71.58	1.991e+004	1.222e+004
61	13 Main Tower	72.92	1.173e+005	1.228e+004
62	14 Main Tower	73.62	1.174e+005	1.242e+004
63	15 Main Tower	74.59	1.176e+005	1.256e+004
64	16 Main Tower	75.84	1.179e+005	1.275e+004

65	17 Main Tower	77.30	1.181e+005	1.299e+004
66	18 Main Tower	78.83	1.184e+005	1.326e+004
67	19 Main Tower	80.30	1.187e+005	1.356e+004
68	20 Main Tower	81.60	1.190e+005	1.385e+004
69	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 10	Page 1 of 23

1	Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Design Simulation (3) (2).hsc				
2		Unit Set: SI				
3		Date/Time: Mon Jun 12 20:47:03 2023				
4						
5						
6	Absorber: T-100 @Main (continued)					
7						
8	Profile Estimates					
9						
10		Temperature (C)	Net Liquid (kgmole/h)	Net Vapour (kgmole/h)		
11						
12	21 Main Tower	82.64	1.192e+005	1.410e+004		
13	22 Main Tower	82.82	1.193e+005	1.432e+004		
14	EFFICIENCIES					
15	Stage Efficiencies					
16						
17	Stages	Overall	Methane	CO2	CO	Argon
18	1 Main Tower	1.000	1.000	2.245e-002	1.000	1.000
19	2 Main Tower	1.000	1.000	2.945e-002	1.000	1.000
20	3 Main Tower	1.000	1.000	0.8864	1.000	1.000
21	4 Main Tower	1.000	1.000	0.9280	1.000	1.000
22	5 Main Tower	1.000	1.000	0.9294	1.000	1.000
23	6 Main Tower	1.000	1.000	0.9103	1.000	1.000
24	7 Main Tower	1.000	1.000	0.8401	1.000	1.000
25	8 Main Tower	1.000	1.000	0.7195	1.000	1.000
26	9 Main Tower	1.000	1.000	0.6057	1.000	1.000
27	10 Main Tower	1.000	1.000	0.5245	1.000	1.000
28	11 Main Tower	1.000	1.000	0.4715	1.000	1.000
29	12 Main Tower	1.000	1.000	0.4382	1.000	1.000
30	13 Main Tower	1.000	1.000	0.6151	1.000	1.000
31	14 Main Tower	1.000	1.000	0.6033	1.000	1.000
32	15 Main Tower	1.000	1.000	0.5814	1.000	1.000
33	16 Main Tower	1.000	1.000	0.5538	1.000	1.000
34	17 Main Tower	1.000	1.000	0.5226	1.000	1.000
35	18 Main Tower	1.000	1.000	0.4909	1.000	1.000
36	19 Main Tower	1.000	1.000	0.4613	1.000	1.000
37	20 Main Tower	1.000	1.000	0.4359	1.000	1.000
38	21 Main Tower	1.000	1.000	0.4155	1.000	1.000
39	22 Main Tower	1.000	1.000	0.4024	1.000	1.000
40	Stages	Overall	Hydrogen	Nitrogen	H2O	MDEthnIAmine
41	1 Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
42	2 Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
43	3 Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
44	4 Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
45	5 Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
46	6 Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
47	7 Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
48	8 Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
49	9 Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
50	10 Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
51	11 Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
52	12 Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
53	13 Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
54	14 Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
55	15 Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
56	16 Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
57	17 Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
58	18 Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
59	19 Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000

60	20_Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
61	21_Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
62	22_Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
63	Stages	Overall	Piperazine	H2S		
64	1_Main Tower	1.000	1.000	0.7500		
65	2_Main Tower	1.000	1.000	0.7500		
66	3_Main Tower	1.000	1.000	0.7500		
67	4_Main Tower	1.000	1.000	0.7500		
68	5_Main Tower	1.000	1.000	0.7500		
69	Aspen Technology Inc.	Aspen HYSYS Version 10			Page 2 of 23	

1	Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name:	Design Simulation (3) (2).hsc			
2		Unit Set:	SI			
3		Date/Time:	Mon Jun 12 20:47:03 2023			
4						
5						
6	Absorber: T-100 @Main (continued)					
7	Stage Efficiencies					
8						
9						
10	Stages	Overall	Piperazine	H2S		
11	6_Main Tower	1.000	1.000	0.7500		
12	7_Main Tower	1.000	1.000	0.7500		
13	8_Main Tower	1.000	1.000	0.7500		
14	9_Main Tower	1.000	1.000	0.7500		
15	10_Main Tower	1.000	1.000	0.7500		
16	11_Main Tower	1.000	1.000	0.7500		
17	12_Main Tower	1.000	1.000	0.7500		
18	13_Main Tower	1.000	1.000	0.7500		
19	14_Main Tower	1.000	1.000	0.7500		
20	15_Main Tower	1.000	1.000	0.7500		
21	16_Main Tower	1.000	1.000	0.7500		
22	17_Main Tower	1.000	1.000	0.7500		
23	18_Main Tower	1.000	1.000	0.7500		
24	19_Main Tower	1.000	1.000	0.7500		
25	20_Main Tower	1.000	1.000	0.7500		
26	21_Main Tower	1.000	1.000	0.7500		
27	22_Main Tower	1.000	1.000	0.7500		
28	SOLVER					
29	Column Solving Algorithm: HYSIM Inside-Out					
30	Solving Options			Acceleration Parameters		
31	Maximum Iterations:	10000	Accelerate K Value & H Model Parameters:			Off
32	Equilibrium Error Tolerance:	1.000e-05				
33	Heat/Spec Error Tolerance:	5.000e-004				
34	Save Solutions as Initial Estimate:	On				
35	Super Critical Handling Model:	Simple K				
36	Trace Level:	Low				
37	Init from Ideal K's:	Off	Damping Parameters			
38	Initial Estimate Generator Parameters			Azeotrope Check:		Off
39	Iterative IEG (Good for Chemicals):	Off	Fixed Damping Factor:		1	
40						
41						
42						
43	ACID GAS					
44	Calculation Type: Efficiency					
45	Column Section					Column Section 1
46	Start Stage					1_Main Tower
47	End Stage					2_Main Tower
48	Internal Type					Valve
49	Column Diameter	(m)				3.330
50	Flow Model					VPlug
51	Tray Parameters					
52						

53	No. of Flow Paths	(m)	1
54	Tray Spacing	(m)	0.5000
55	Side Weir Length	(m)	2.664
56	Interfacial Area Method		Scheffe
57	Mass Transfer Method		AICHE
58	Tuning Parameters		
59	Interfacial Area Factor		1.000
60	Heat Transfer Factor		1.000
61	Liquid Mass Transfer Co-efficient Factor		1.000
62	Vapor Mass Transfer Co-efficient Factor		1.000
63	Packing Parameters		
64	Packing Type		
65	Packing Vendor		
66	Packing Material		
67	Packing Dimensions		
68	Packing Height	(m)	---
69	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 10 Page 3 of 23

1	Company Name Not Available Bedford, MA USA		Case Name:	Design Simulation (3) (2).hsc
2			Unit Set:	SI
3			Date/Time:	Mon Jun 12 20:47:03 2023
4				
5				
6	Absorber: T-100 @Main (continued)			
7				
8				
9	Void Fraction			---
10	Specific Surface Area	(m2/m3)		---
11	Billet & Schultes CL			---
12	Billet & Schultes CV			---
13	Packing Size	(mm)		---
14	Critical Surface Tension			---
15	Corrugation Base			---
16	Corrugation Height	(mm)		---
17	Corrugation Side	(mm)		---
18	Corrugation Angle			---
19	Surface Enhancement Factor			---
20	Surface Renewal Factor			---
21				
22	Column Section			Column Section 2
23	Start Stage			3 Main Tower
24	End Stage			12 Main Tower
25	Internal Type			Packed
26	Column Diameter	(m)		3.330
27	Flow Model			VPlug
28	Tray Parameters			
29	No. of Flow Paths	(m)		---
30	Tray Spacing	(m)		---
31	Side Weir Length	(m)		---
32	Interfacial Area Method			Onda
33	Mass Transfer Method			Onda
34	Tuning Parameters			
35	Interfacial Area Factor			1.000
36	Heat Transfer Factor			1.000
37	Liquid Mass Transfer Co-efficient Factor			1.000
38	Vapor Mass Transfer Co-efficient Factor			1.000
39	Packing Parameters			
40	Packing Type			IMTP
41	Packing Vendor			GENERIC
42	Packing Material			METAL
43	Packing Dimensions			1-IN OR 25-MM
44	Packing Height	(m)		1.300
45	Void Fraction			0.9700
46	Specific Surface Area	(m2/m3)		207.0
47	Billet & Schultes CL			---

48	Billet & Schultes CV		---
49	Packing Size (mm)		25.40
50	Critical Surface Tension		---
51	Corrugation Base		---
52	Corrugation Height (mm)		---
53	Corrugation Side (mm)		---
54	Corrugation Angle		---
55	Surface Enhancement Factor		---
56	Surface Renewal Factor		---
57			
58	Column Section		Column Section 3
59	Start Stage		13 Main Tower
60	End Stage		22 Main Tower
61	Internal Type		Packed
62	Column Diameter (m)		4.980
63	Flow Model		VPlug
64	Tray Parameters		
65	No. of Flow Paths (m)		---
66	Tray Spacing (m)		---
67	Side Weir Length (m)		---
68	Interfacial Area Method		Onda
69	Aspen Technology Inc.	Aspen HYSYS Version 10	Page 4 of 23

1	Company Name Not Available Bedford, MA USA		Case Name:	Design Simulation (3) (2).hsc	
2			Unit Set:	SI	
3			Date/Time:	Mon Jun 12 20:47:03 2023	
4					
5					
6	Absorber: T-100 @Main (continued)				
7					
8					
9	Mass Transfer Method			Onda	
10	Tuning Parameters				
11	Interfacial Area Factor			1.000	
12	Heat Transfer Factor			1.000	
13	Liquid Mass Transfer Co-efficient Factor			1.000	
14	Vapor Mass Transfer Co-efficient Factor			1.000	
15	Packing Parameters				
16	Packing Type			IMTP	
17	Packing Vendor			GENERIC	
18	Packing Material			METAL	
19	Packing Dimensions			2-IN OR 50-MM	
20	Packing Height (m)			1.300	
21	Void Fraction			0.9800	
22	Specific Surface Area (m2/m3)			102.0	
23	Billet & Schultes CL			---	
24	Billet & Schultes CV			---	
25	Packing Size (mm)			50.80	
26	Critical Surface Tension			---	
27	Corrugation Base			---	
28	Corrugation Height (mm)			---	
29	Corrugation Side (mm)			---	
30	Corrugation Angle			---	
31	Surface Enhancement Factor			---	
32	Surface Renewal Factor			---	
33					
34	Flow Paths				
35	Column Sections	Flow Paths			
36		Weir Height (mm)		Weir Length (m)	
37	---	50.00	*	2.664	
38	SIDE STRIPPERS				
39					

40				
41	SIDE RECTIFIERS			
42				
43	PUMP AROUNDS			
44				
45	VAP BYPASSES			
46				
47	RATING			
48	Tray Sections			
49				
50	Tray Section		Main Tower	
51	Tray Diameter	(m)	1.500	
52	Weir Height	(m)	5.000e-002	*
53	Weir Length	(m)	1.200	*
54	Tray Space	(m)	0.6096	
55	Tray Volume	(m3)	0.8836	
56	Disable Heat Loss Calculations		No	
57	Heat Model		Simple	
58	Rating Calculations		No	
59	Tray Hold Up	(m3)	8.836e-002	
60	Vessels			
61				
62	Vessel			
63	Diameter			
64	Length			
65	Volume			
66	Orientation			
67	Vessel has a Boot			
68	Boot Diameter			
69	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 10	
			Page 5 of 23	

ANNEXE D

1	Company Name Not Available Bedford, MA USA		Case Name: Design Simulation (3) (1).hsc			
2			Unit Set: SI			
3			Date/Time: Mon Jun 05 15:22:19 2023			
4						
5	Absorber: T-100 @Main					
6	CONNECTIONS					
7	Inlet Stream					
8	STREAM NAME	Stage	FROM UNIT OPERATION			
9	water	1 Main Tower				
10	to c01	22 Main Tower	Separator	205F001		
11	line	3 Main Tower				
12	semi	13 Main Tower				
13	Outlet Stream					
14	STREAM NAME	Stage	TO UNIT OPERATION			
15	liqq	22 Main Tower				
16	gas outlet	1 Main Tower				
17	MONITOR					
18	Specifications Summary					
19		Specified Value	Current Value		Wt. Error	
20	gas outlet Rate	---	1.223e+004 kgmole/h		---	
21		Wt. Tol.	Abs. Tol.	Active	Estimate	
22	gas outlet Rate	1.000e-002	1.000 kgmole/h	Off	On	
23	SPECS					
24	Column Specification Parameters					
25	gas outlet Rate					
26	Fix/Rang:	Fixed	Prim/Alter:	Primary	Lower Bnd: ---	
27	Stream:	gas outlet	Flow Basis:	Molar	Upper Bnd: ---	
28	SUBCOOLING					
29	Degrees of Subcooling					
30	Subcool to					
31	User Variables					
32	PROFILES					
33	General Parameters					
34	Sub-Flow Sheet:	T-100 (COL1)	Number of Stages:	22 *		
35	Profile Estimates					
36		Temperature(C)	Net Liquid (kgmole/h)	Net Vapour (kgmole/h)		
37	1 Main Tower	70.01	54.30	1.223e+004		
38	2 Main Tower	69.81	46.53	1.223e+004		
39	3 Main Tower	70.69	2.385e+004	1.222e+004		
40	4 Main Tower	77.30	2.410e+004	1.261e+004		
41	5 Main Tower	80.88	2.424e+004	1.286e+004		
42	6 Main Tower	82.67	2.431e+004	1.300e+004		
43	7 Main Tower	83.56	2.435e+004	1.307e+004		
44	8 Main Tower	84.00	2.436e+004	1.311e+004		
45	9 Main Tower	84.23	2.436e+004	1.312e+004		
46	10 Main Tower	84.39	2.436e+004	1.312e+004		
47	11 Main Tower	84.62	2.437e+004	1.312e+004		
48	12 Main Tower	85.31	2.438e+004	1.313e+004		
49	13 Main Tower	87.95	1.353e+005	1.314e+004		
50	14 Main Tower	88.74	1.355e+005	1.337e+004		
51	15 Main Tower	89.51	1.357e+005	1.356e+004		
52	16 Main Tower	90.25	1.359e+005	1.374e+004		
53	17 Main Tower	90.91	1.360e+005	1.391e+004		

66	18__Main Tower	91.48	1.362e+005	1.407e+004
67	19__Main Tower	91.97	1.363e+005	1.421e+004
68	20__Main Tower	92.37	1.364e+005	1.432e+004
69	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 10	
				Page 1 of 23

1	Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name:	Design Simulation (3) (1).hsc
2		Unit Set:	SI
3		Date/Time:	Mon Jun 05 15:22:19 2023
4			
5			

Absorber: T-100 @Main (continued)

Profile Estimates

	Temperature (C)	Net Liquid (kgmole/h)	Net Vapour (kgmole/h)
12 21__Main Tower	92.64	1.365e+005	1.442e+004
13 22__Main Tower	91.89	1.364e+005	1.448e+004

EFFICIENCIES

Stage Efficiencies

Stages	Overall	Methane	CO2	CO	Argon
18 1 Main Tower	1.000	1.000		1.954e-002	1.000
19 2 Main Tower	1.000	1.000		2.607e-002	1.000
20 3 Main Tower	1.000	1.000	0.5353	1.000	1.000
21 4 Main Tower	1.000	1.000	0.4190	1.000	1.000
22 5 Main Tower	1.000	1.000	0.3656	1.000	1.000
23 6 Main Tower	1.000	1.000	0.3396	1.000	1.000
24 7 Main Tower	1.000	1.000	0.3252	1.000	1.000
25 8 Main Tower	1.000	1.000	0.3107	1.000	1.000
26 9 Main Tower	1.000	1.000		1.000e-002	1.000
27 10__Main Tower	1.000	1.000	0.3474	1.000	1.000
28 11__Main Tower	1.000	1.000	0.3380	1.000	1.000
29 12__Main Tower	1.000	1.000	0.3376	1.000	1.000
30 13__Main Tower	1.000	1.000	0.5546	1.000	1.000
31 14__Main Tower	1.000	1.000	0.5411	1.000	1.000
32 15__Main Tower	1.000	1.000	0.5238	1.000	1.000
33 16__Main Tower	1.000	1.000	0.5077	1.000	1.000
34 17__Main Tower	1.000	1.000	0.4933	1.000	1.000
35 18__Main Tower	1.000	1.000	0.4808	1.000	1.000
36 19__Main Tower	1.000	1.000	0.4702	1.000	1.000
37 20__Main Tower	1.000	1.000	0.4615	1.000	1.000
38 21__Main Tower	1.000	1.000	0.4570	1.000	1.000
39 22__Main Tower	1.000	1.000	0.4738	1.000	1.000
Stages	Overall	Hydrogen	Nitrogen	H2O	MDEthnlAmine
41 1 Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
42 2 Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
43 3 Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
44 4 Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
45 5 Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
46 6 Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
47 7 Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
48 8 Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
49 9 Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
50 10__Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
51 11__Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
52 12__Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
53 13__Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
54 14__Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
55 15__Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
56 16__Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
57 17__Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
58 18__Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000

59	19__Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
60	20__Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
61	21__Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
62	22__Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
63	Stages	Overall	Piperazine	H2S		
64	1__Main Tower	1.000	1.000	0.7500		
65	2__Main Tower	1.000	1.000	0.7500		
66	3__Main Tower	1.000	1.000	0.7500		
67	4__Main Tower	1.000	1.000	0.7500		
68	5__Main Tower	1.000	1	0.7500		
69	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 10			Page 2 of 23

1	Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Design Simulation (3) (1).hsc
2		
3		Unit Set: SI
4		
5		Date/Time: Mon Jun 05 15:22:19 2023

Absorber: T-100 @Main (continued)

Stage Efficiencies					
Stages	Overall	Piperazine	H2S		
6 Main Tower	1.000	1.000	0.7500		
7 Main Tower	1.000	1.000	0.7500		
8 Main Tower	1.000	1.000	0.7500		
9__Main Tower	1.000	1.000	0.7500		
10__Main Tower	1.000	1.000	0.7500		
11__Main Tower	1.000	1.000	0.7500		
12__Main Tower	1.000	1.000	0.7500		
13__Main Tower	1.000	1.000	0.7500		
14__Main Tower	1.000	1.000	0.7500		
15__Main Tower	1.000	1.000	0.7500		
16__Main Tower	1.000	1.000	0.7500		
17__Main Tower	1.000	1.000	0.7500		
18__Main Tower	1.000	1.000	0.7500		
19__Main Tower	1.000	1.000	0.7500		
20__Main Tower	1.000	1.000	0.7500		
21__Main Tower	1.000	1.000	0.7500		
22__Main Tower	1.000	1.000	0.7500		

SOLVER

Column Solving Algorithm: HYSIM Inside-Out			
Solving Options		Acceleration Parameters	
Maximum Iterations:	10000	Accelerate K Value & H Model Parameters:	Off
Equilibrium Error Tolerance:	1.000e-05		
Heat/Spec Error Tolerance:	5.000e-004		
Save Solutions as Initial Estimate:	On		
Super Critical Handling Model:	Simple K		
Trace Level:	Low		
Init from Ideal K's:	Off	Damping Parameters	
Initial Estimate Generator Parameters		Azeotrope Check:	Off
Iterative IEG (Good for Chemicals):	Off	Fixed Damping Factor:	1


ACID GAS

Calculation Type: Efficiency			
Column Section		Column Section 1	
Start Stage		1__Main Tower	
End Stage		2__Main Tower	
Internal Type		Valve	
Column Diameter	(m)	3.330	
Flow Model		VPlug	

52	Tray Parameters		
53	No. of Flow Paths	(m)	1
54	Tray Spacing	(m)	0.5000
55	Side Weir Length	(m)	2.664
56	Interfacial Area Method		Scheffe
57	Mass Transfer Method		AICHE
58	Tuning Parameters		
59	Interfacial Area Factor		1.000
60	Heat Transfer Factor		1.000
61	Liquid Mass Transfer Co-efficient Factor		1.000
62	Vapor Mass Transfer Co-efficient Factor		1.000
63	Packing Parameters		
64	Packing Type		
65	Packing Vendor		
66	Packing Material		
67	Packing Dimensions		
68	Packing Height	(m)	---
69	Aspen Technology Inc.	Aspen HYSYS Version 10	Page 3 of 23

1	Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name:	Design Simulation (3) (1).hsc
2		Unit Set:	SI
3		Date/Time:	Mon Jun 05 15:22:19 2023
4			
5			
6	Absorber: T-100 @Main (continued)		
7			
8			
9	Void Fraction		---
10	Specific Surface Area	(m ² /m ³)	---
11	Billet & Schultes CL		---
12	Billet & Schultes CV		---
13	Packing Size	(mm)	---
14	Critical Surface Tension		---
15	Corrugation Base		---
16	Corrugation Height	(mm)	---
17	Corrugation Side	(mm)	---
18	Corrugation Angle		---
19	Surface Enhancement Factor		---
20	Surface Renewal Factor		---
21			
22	Column Section		Column Section 2
23	Start Stage		3_Main Tower
24	End Stage		12_Main Tower
25	Internal Type		Packed
26	Column Diameter	(m)	3.330
27	Flow Model		VPlug
28	Tray Parameters		
29	No. of Flow Paths	(m)	---
30	Tray Spacing	(m)	---
31	Side Weir Length	(m)	---
32	Interfacial Area Method		Onda
33	Mass Transfer Method		Onda
34	Tuning Parameters		
35	Interfacial Area Factor		1.000
36	Heat Transfer Factor		1.000
37	Liquid Mass Transfer Co-efficient Factor		1.000
38	Vapor Mass Transfer Co-efficient Factor		1.000
39	Packing Parameters		
40	Packing Type		IMTP
41	Packing Vendor		GENERIC
42	Packing Material		METAL
43	Packing Dimensions		1-IN OR 25-MM
44	Packing Height	(m)	1.300
45	Void Fraction		0.9700
46	Specific Surface Area	(m ² /m ³)	207.0

47	Billet & Schultes CL		---
48	Billet & Schultes CV		---
49	Packing Size (mm)		25.40
50	Critical Surface Tension		---
51	Corrugation Base		---
52	Corrugation Height (mm)		---
53	Corrugation Side (mm)		---
54	Corrugation Angle		---
55	Surface Enhancement Factor		---
56	Surface Renewal Factor		---
57			
58	Column Section		Column Section 3
59	Start Stage		13__Main Tower
60	End Stage		22__Main Tower
61	Internal Type		Packed
62	Column Diameter (m)	4.980	
63	Flow Model		VPlug *
64	Tray Parameters		
65	No. of Flow Paths (m)		---
66	Tray Spacing (m)		---
67	Side Weir Length (m)		---
68	Interfacial Area Method		Onda
69	Aspen Technology Inc.	Aspen HYSYS Version 10	Page 4 of 23

 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Design Simulation (3) (1).hac
	Unit Set: SI
	Date/Time: Wed Jun 07 23:37:43 2023

Absorber: T-100 @Main

CONNECTIONS

Inlet Stream

STREAM NAME	Stage	FROM UNIT OPERATION
water	1 Main Tower	
to c01	22 Main Tower	Separator
line	3 Main Tower	
semi	13 Main Tower	

Outlet Stream

STREAM NAME	Stage	TO UNIT OPERATION
liqq	22 Main Tower	
gas outlet	1 Main Tower	

MONITOR

Specifications Summary

	Specified Value	Current Value	Wt Error
gas outlet Rate	---	1.223e+004 kgmole/h	---
	Wt Tol.	Abs. Tol.	Active Estimate Used
gas outlet Rate	1.000e-002	1.000 kgmole/h	Off On Off

SPECS

Column Specification Parameters

gas outlet Rate

Fix/Rang:	Fixed	Prim/Alter:	Primary	Lower Bnd:	Upper Bnd:
Stream:	gas outlet	Flow Basis:	Molar		

SUBCOOLING

Degrees of Subcooling	
Subcool to	

User Variables

PROFILES

General Parameters

Sub-Flow Sheet:	T-100(COL 1)	Number of Stages:	22
-----------------	--------------	-------------------	----

Profile Estimates

	Temperature (C)	Net Liquid (kgmole/h)	Net Vapour (kgmole/h)
1 Main Tower	70.01	54.30	1.223e+004
2 Main Tower	69.81	46.53	1.223e+004
3 Main Tower	70.69	2.385e+004	1.223e+004
4 Main Tower	77.30	2.410e+004	1.261e+004
5 Main Tower	80.88	2.424e+004	1.286e+004
6 Main Tower	82.67	2.431e+004	1.300e+004
7 Main Tower	83.56	2.436e+004	1.307e+004
8 Main Tower	84.00	2.436e+004	1.311e+004
9 Main Tower	84.23	2.436e+004	1.312e+004
10 Main Tower	84.39	2.436e+004	1.312e+004
11 Main Tower	84.62	2.437e+004	1.312e+004
12 Main Tower	85.31	2.438e+004	1.313e+004
13 Main Tower	87.95	1.353e+005	1.314e+004
14 Main Tower	88.74	1.355e+005	1.337e+004
15 Main Tower	89.51	1.357e+005	1.356e+004
16 Main Tower	90.25	1.359e+005	1.374e+004
17 Main Tower	90.91	1.360e+005	1.391e+004
18 Main Tower	91.48	1.362e+005	1.407e+004
19 Main Tower	91.97	1.363e+005	1.421e+004
20 Main Tower	92.37	1.364e+005	1.432e+004