



**MINISTRE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE
LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE**

Université Abdelhamid Ibn Badis Mostaganem

**Faculté des Sciences et de la Technologie
DEPARTEMENT DE GENIE DES PROCEDES**



N° d'ordre : M2...../GP/2019

MEMOIRE

Présenté pour obtenir le diplôme de

MASTER EN GENIE DES PROCEDES

Option: GENIE PETROCHIMIQUE

ETUDE D'AMELIORATION DE L'UNITE DE DECARBONATATION AU COMPLEXE FERTILISANT - SORFERT

Par :

Mr. SMAIL MOHAMED ELAMINE

Mr. BELAOUEDJ YAZID

Soutenu le 2019 devant le jury composé de :

Président :	M ^{me} DELALI HALIMA	MCB	Université de Mostaganem
Examineur :	M ^{me} N.DOUARA	MCB	Université de Mostaganem
Rapporteur :	M ^r M.BENZEKRI BENALLOU	MCB	Université de Mostaganem

Année Universitaire 2018/2019

REMERCIEMENTS

LA RÉALISATION DE CE MÉMOIRE A ÉTÉ POSSIBLE GRÂCE AU CONCOURS DE PLUSIEURS PERSONNES À QUI JE VOUDRAIS TÉMOIGNER TOUTE NOTRE GRATITUDE.

ON VOUDRAIT TOUT D'ABORD ADRESSER TOUTE NOTRE RECONNAISSANCE À LA DIRECTRICE DE CE MÉMOIRE, M^E M.BENZEKRI BENALLOU , ET LES JURÉE M^{ME} Z. MEKIBES ET M^{ME} N.DOUARA POUR SA PATIENCE, SA DISPONIBILITÉ ET SURTOUT SES JUDICIEUX CONSEILS, QUI ONT CONTRIBUÉ À ALIMENTER NOTRE RÉFLEXION.

ON DÉSIRE AUSSI REMERCIER LES PROFESSEURS DE L'UNIVERSITÉ DE MOSTAGANEM, QUI M'ONT FOURNI LES OUTILS NÉCESSAIRES À LA RÉUSSITE DE MES ÉTUDES UNIVERSITAIRES.

ON TIENT À REMERCIER SPÉCIALEMENT KARIME KEROUMI, QUI FUT LA PREMIÈRE À ME FAIRE DÉCOUVRIR LE SUJET QUI A GUIDÉ NOTRE MÉMOIRE.

ON VOUDRAIT EXPRIMER MA RECONNAISSANCE ENVERS LES AMIS ET COLLÈGUES QUI M'ONT APPORTÉ LEUR SOUTIEN MORAL ET INTELLECTUEL TOUT AU LONG DE MA DÉMARCHE.

UN GRAND MERCI À BELHOR RAZIKA POUR SES CONSEILS CONCERNANT NOTRE STYLE D'ÉCRITURE, ILS ONT GRANDEMENT FACILITÉ MON TRAVAIL.

DÉDICACE

Je dédie ce modeste travail à :

À mes parents .Aucun hommage ne pourrait être à la hauteur de l'amour Dont ils ne cessent de me combler. Que dieu leur procure bonne santé et longue vie. À celui que j'aime beaucoup et qui m'a soutenue tout au long de ce projet : toute ma famille, et mes amis, À mon binôme Belaouedj yazid. Et à tous ceux qui ont contribué de près ou de loin pour que ce projet soit possible, je vous dis merci.

Smail mohamed el amine

À l'homme de ma vie, mon exemple éternel, mon soutien moral et source de joie et de bonheur, celui qui s'est toujours sacrifié pour me voir réussir, que dieu te garde dans son vaste paradis, à toi mon père. À la lumière de mes jours, la source de mes efforts, ma maman que j'adore. Aux personnes dont j'ai bien aimé la, à tous mes frères je dédie ce travail dont le grand plaisir leur revient en premier lieu pour leurs conseils, aides, et encouragements. , et qui m'a accompagné durant mon chemin d'études supérieures, mes aimables amis, À mon binôme Smail mohamed el amine

Belaouedj yazid

SOMMAIRE

Sommaire	I
Liste des abréviations	IV
Liste des tableaux	VI
Liste des figures	VII
Introduction générale	1

Chapitre I : Présentation du complexe sorfert

I.1. Historique et situation géométrique	2
I.2. Situation géographique du complexe	2
I.3. Matière première et produit finis.	3
I.4. les principales zones du complexe	4
I.4.1. Zone utilité	4
I.4.2. Zone procès	5
I.5. Laboratoire	6

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

II.1. Unité d'ammoniac	7
II.1.1. Elimination de l'hélium et du mercure	7
II.1.2. Désulfuration et compression du gaz naturel	7
II.1.3. Compression d'air industriel	8
II.1.4. Reformage a la vapeur et récupération de chaleur	8
II.1.4.1. Chambre de combustion et rampe de convection du reformeur principal	9
II.1.5. Conversion du CO	9
II.1.6. Elimination du CO ₂	10
II.1.7. Méthanisation	11
II.1.8. Synthèse D'ammoniac	11

Chapitre III : l'absorption description et simulation de l'unité Décarbonatation

Problématique	14
III.1. Introduction	15
III.2. Phénomène d'absorption	15
III.3. Caractère généraux	16
III.3.1. La solubilité	16

III.3.2. Equilibre gaz-liquide	16
III.4. les types d'absorption	16
III.4.1. l'absorption chimique.....	16
III.4.2. l'absorption physique	17
III.5. les absorbants chimiques	20
III.5.1. les alcoamines.....	20
III.5.1.1. Mécanismes réactionnels.....	21
III.5.1.2. Enthalpie de réaction.....	22
III.5.1.3. Corrosion	23
III.6. les absorbeurs	23
III.6.1. les types d'absorbeurs	23
III.6.1.1. les colonnes de garnissage.....	26
III.6.1.1.1. Description et principe de fonctionnement	26
III.6.1.1.2. Caractéristiques de fonctionnement	27
III.7. Description détailler de procédé d'absorption de l'unité 205	28
III.7.1. Méthyldiéthanolamine activée pure	28
III.7.2. Méthyl di éthanol amine activée solution 40%	28
III.7.3. Mécanisme d'absorption chimique de L'aMDEA.....	29
III.7.4. L'avantage de L'AMDEA	31
III.7.4.1. Flexibilité	31
III.7.4.2. Non corrosivité.....	31
III.7.4.3. Non toxicité	31
III.7.4.4. Consommation d'énergie	31
III.7.4.5. Faible absorption d'hydrocarbures	32
III.7.4.6. Faible absorption d'hydrocarbures	32
III.7.5. Paramètres de fonctionnement	32
III.7.5.1. Le taux de charge de la solution.....	32
III.7.5.2. Le taux de charge différentielle de la solution	32
III.7.5.3. Températures et la pression de contact.....	32
III.7.6. Procédée de l'unité de décarbonatation.....	32
III.7.6.1. La charge à traiter.....	33
III.7.6.2. Itinéraire du gaz.....	33
III.7.6.3. Cycle de solvant a base de MDEA.....	34
III.7.6.4. La charge du gaz traite	35

III.7.6.5. vapeur de dioxyde carbone.....	36
III.7.6.6. Condensa de procède.....	36
III.8. Simulation de l'unité de décarbonatation.....	37
III.8.1. Logiciels de simulation des procédés.....	37
III.8.2. Définition de la simulation.....	37
III.8.3. Modèle mathématique.....	37
III.8.4. Présentation du logiciel Aspen HYSYS.....	38
III.8.5. Utilisation du simulateur.....	38
III.8.6. Simulation de l'unité 205 de élimination de CO ₂ (CO ₂ removal).....	38
III.8.6.1. Méthodologie adoptée.....	38
III.8.6.2. Choix du modèle thermodynamique.....	41
III.8.6.3. La colonne d'absorption 205C001.....	41
III.8.6.4. la colonne de régénération HP flash vessel 205C002.....	42
III.8.7. Simulations du cas design.....	43
III.8.7.1. Comparaison des résultats obtenus par simulation avec celles du designer.....	45
III.8.8. Vérification du cas actuel.....	48
III.8.8.1. Les résultats de la simulation.....	48
Conclusion générale	52
Références.....	53
Annexe	

Liste des abréviations

SORFERT: Sonatrach Orascom Fertilizer

MDEA: Méthyle di-Ethanol Amine

aMDEA: Méthyle di-ethanolamine activé

MEA: Mono Ethanolamine

DEA: Di-ethanolamine

TEA: Tri Ethanolamine

DGA : Diglycolamine

AMP: Amino Méthyl Propanol

PZ: Pipérazine

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

HP: Haute Pression

HT: Hautetemperature

E: Echangeur

B: Four

C: Colonne

F: Séparateur

ppm : Partie par million

MW : Méga Watt

R : Rendement

ρ : Masse volumique [kg/m^3]

C_p : Chaleur massique à pression constante [$\text{J}/\text{kg.K}$]

μ : Viscosité dynamique [Pa.s]

λ : Conductivité thermique [$\text{W}/(\text{m.K})$]

h_d : Facteur d'encrassement [$\text{kcal}/\text{m}^2.\text{h}.\text{°C}$]

T : Température [$^{\circ}\text{C}$]

\emptyset : Flux de chaleur [W]

DTLM : Méthode de la différence de température logarithmique moyenne

ΔTLM : La différence de température logarithmique moyenne [$^{\circ}\text{C}$]

T_{ce} : Température du fluide chaud entrant [$^{\circ}\text{C}$]

T_{cs} : Température du fluide chaud sortant [$^{\circ}\text{C}$]

T_{fe} : Température du fluide froid entrant [$^{\circ}\text{C}$]

T_{fs} : Température du fluide froid sortant [$^{\circ}\text{C}$]

A : La surface d'échange [m^2]

U : Coefficient de transfert de chaleur [$\text{W}/\text{m}^2.\text{K}$]

Liste des abréviations

V : Vitesse [m/s]

S : Surface [m²]

n_t : Nombre de tube de l'échangeur

L : Longueur[m]

d_i : Diamètre intérieur des tubes [m]

f_t : Coefficient de friction

cP: Centipoise

Re : Nombre de Reynolds

Nu : Nombre de Nusselt

Pr : Nombre de Prandtl

bara :unite de pression 1 bara= 2bar

Liste des tableaux :

Tableau I.1. Fiche technique du complexe	02
Tableau I.2. La composition du GN utilisé comme charge	04
Tableau III.1. Enthalpies de réaction du CO ₂ à taux de charge tendant vers zéro	22
Tableau III.2. Enthalpies de réaction du CO ₂	23
Tableaux III.3. Propriétés physicochimique du MDEA pure et active	29
Tableau III.4. Composition moyenne du gaz de synthèse entrant à l'unité de Décarbonatation.....	33
Tableau III.5. Composition moyenne du gaz de synthèse après la décarbonatation.....	36
Tableau III.6. Le pourcentage molaire des composants du gaz de synthèse (annexe A) .	39
Tableau III.7.1.1. Le pourcentage molaire des composants du gaz de synthés humide...	40
Tableau III.8. Le pourcentage massique du solvant régénéré et semi-régénéré.....	40
Tableau III.9. Caractéristiques de l'absorbeur 205C001 (annexe B)	41
Tableau III.10. Paramètres de fonctionnement de l'absorbeur 205C001 (annexe A)	43
Tableau III.11. Paramètres de sortie du cas design et de la simulation de C001	45
Tableau III.12. Paramètres de fonctionnement de l'absorbeur 205C001 du cas actuel ...	48
Tableau III.13. Paramètres de sortie du cas actuel et de la simulation de C001	49

Liste des figures :

Figure I.1. Situation géographique	03
Figure III.1. Distribution du soluté A à l'équilibre	18
Figure III.2. Différents types de contacteurs gaz-liquide.....	25
Figure III.3. Schéma d'une colonne à garnissage,.....	26
Figure III.4. Différents arrangements de distribution.....	27
Figure III.5. Mécanisme réactionnel de l'a MDEA	30
Figure III.6. Boite de dialogue de remplissage des caractéristiques d'absorbeur sur Hysys	42
Figure III.7. Diagramme de simulation de l'unité de décarbonatation sur ASPEN HYSYS	44
Figure III.8. Profil de température obtenu par Hysys du cas design de C001	46
Figure III.9. Profil des débits obtenu par Hysys du cas design de C001.....	46
Figure III.10. Profil de pression obtenu par Hysys du cas design de C001.	47
Figure III.11. Profil de fraction molaire du CO ₂ obtenu par Hysys du cas design de C001.....	47
Figure III.12. Profil de température obtenu par ASPEN Hysys du cas actuel de C001.....	49
Figure III.13. Profil des débits obtenu par ASPEN Hysys du cas actuel de C001.....	50
Figure III.14. Profil de pression obtenu par ASPEN HYSYS du cas actuel de C001	50
Figure III.15. Profil de fraction molaire du CO ₂ obtenu par Hysys du cas actuel de C001	51

INTRODUCTION GENERALE

Introduction générale :

Depuis les années 70, la stratégie économique d'Algérie est basée sur le développement des industries pétrochimiques, et pour cela certaines unités ont été réalisées, tel que le complexe de Skikda CP1/K (pour la production du polyéthylène, VCM et PVC) et le complexe d'Arzew CP1/Z (pour la production du méthanol, formaldéhyde et différentes résines). Ceci vient du fait que le vend du gaz naturel et du pétrole brut n'assure pas un revenu stable et durable pour l'économie du pays.

Par ailleurs le gaz naturel et le pétrole brut est la matière première d'une industrie très importante compte tenu de son vaste champ d'application. Ce mérite revient à la chimie de synthèse qui a beaucoup évoluée dans ce domaine.

L'ammoniac est un produit très demandé dans le marché mondial et constitue la matière première de la plupart des engrais azotés, d'autre part il sert aussi à fabriquer l'acide nitrique, lui-même utilisé dans la fabrication de la plupart des explosifs.

A des périodes étalées dans le temps SONATRACH a investi dans la réalisation des unités de production d'ammoniac. C'était le cas de l'unité Fertial (ex-Asmidal) construite à la fin des années 1960, avec une production de 1000 t/j, puis en 1980 la réalisation d'une seconde unité de 1000t/j au sein du même complexe. Vers la même période (1983), SONATRACH a réceptionné une unité équivalente de 1000 t/j dans la zone industrielle d'Annaba. Beaucoup plus tard, ce sont 2 nouveaux complexes de fabrication d'ammoniac et d'urée qui ont été réalisés dans la plateforme pétrochimique d'Arzew, soit le complexe SORFERT qui produit 2x2200 t/j et le complexe AOA qui produit 2x2400 t/j . L'entrée en production de toutes ces unités permettra à l'Algérie d'être le premier producteur d'ammoniac en Afrique avec plus de 11 000 t/ j de NH₃ et 10 500 t/j d'urée et l'un des tout premiers au monde.

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

Dans ce projet de fin d'étude on s'intéresse à l'amélioration et l'optimisation de l'extraction du dioxyde de carbone à partir du gaz de synthèse, d'où l'intitulé de mon étude, structuré en trois chapitres :

Chapitre I : Présentation du complexe SORFERT.

Chapitre II : Description du procédé UHDE (unité d'ammoniac).

Chapitre III : l'absorption description et simulation de l'unité décarbonatation 205.

CHAPITRE I :
PRESENTATION DU
COMPLEXE SORFERT

I.1. Historique et situation géométrique

Le complexe SORFERT (SONATRACH ORASCOM FERTILISANT) est un site industriel pétrochimique de production d'ammoniac et d'urée situé à la zone industrielle d'Arzew à 40 km à l'est d'Oran, cette usine fait partie d'un partenariat entre l'entreprise algérienne SONATRACH 49 % et l'entreprise égyptienne ORASCOM 51% de la construction industrielle.

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 au groupe allemand UHDE qui a décroché le contrat de 120 milliards de dinars (environ 1,28 milliard d'euros). La compagnie allemande UHDE est leader dans son domaine en matière de technologie servant à la production de fertilisants[1].

Ce complexe est alimenté par le gaz naturel à hauteur de 2 milliards de mètres cubes par an. Il est composé de trois unités : deux pour la production d'ammoniac, et un troisième exclusivement consacré à la production d'urée. La moitié de cette production sera destinée au marché international. Ce complexe serait le plus important dans toute l'Afrique et le Moyen-Orient. Pratiquement, il se classe à la troisième position parmi les producteurs mondiaux d'engrais azoté.

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

Localisation	Zone industrielle d'Arzew
Superficie	37 hectares
Partenaires	Orascom 51% ,Sonatrach49%
Date de création	10 JUIN 2007
Date de démarrage	Décembre 2011
Procédé	Thyssen Krupp UHDE
Capacité de production	Ammoniac 2200 t/j ,Urée 3450 t/j

I.2. 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.



Figure I.1. Situation géographique du complexe

I.3. Matières premières et produits finis

- Les matières premières nécessaires au Complexe:
 - ✓ Le Gaz Naturel;
 - ✓ L'Oxygène et L'Azote (Nitrogène) de l'Air Atmosphérique ;
 - ✓ Le Dioxyde de Carbone (CO_2) de l'unité d'extraction du CO_2 ;
 - ✓ La Vapeur d'Eau générée par la récupération de chaleur et produite par les chaudières.
- Les produits finis du Complexe sont :
 - ✓ L'Ammoniac Liquide (NH_3).
 - ✓ L'Urée ($\text{CO}(\text{NH}_2)_2$): Granulée.

Tableau I.2. La composition du GN utilisé comme charge[1]

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

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

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

I.4.1. Zone utilités

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

Les utilités se composent des sections suivantes :

- Section de production de vapeur (083)
- Section de production d'air service et d'instrumentation (084)
- Section de production d'électricité (085)
- Section de production et stockage d'azote (086)

- Section de refroidissement à l'eau de mer (087)
- Section de refroidissement en boucle fermée (088)
- Section de production d'eaux dessalées (089)
- Section de production d'eaux déminées (090)
- Réseau d'eau anti-incendie (091)
- Section de prise d'eau de mer (097)
- Réseaux des douches de sécurité (056)

I.4.2. Zone process

La zone de production se compose en deux unités :

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

I.4.2.1. Unité de production d'ammoniac

➤ Les étapes de production d'ammoniac

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

I.4.2.2. Unité de production d'Urée

➤ Les étapes de production d'urée

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

I.4.3.Zone de stockage

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

➤ **Stockage sur site**

Le stockage sur site est constitué d'un réservoir d'ammoniac liquide d'une capacité de 15 000m³et d'un hangar d'engrais d'une capacité de 100 000 m³.

➤ **Stockage au port**

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

I.5.Laboratoire

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

CHAPITRE II :
DESCRIPTION DU
PROCEDE UHDE (UNITE
D'AMMONIAC)

II.1. Unité d'ammoniac [1]

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

II.1.1. Elimination de l'hélium et du mercure

Comme le gaz naturel contient une quantité considérable d'hélium et des traces de mercure, la concentration de ces composés doit être réduite et ramenée à un niveau acceptable. En effet, ces composés ont des effets néfastes sur les taux de conversion, la performance du catalyseur etc.

Le gaz naturel provenant de la limite d'installation est envoyé à un séparateur qui élimine les liquides en cas de problème de traitement du gaz au niveau du fournisseur du gaz. L'unité d'élimination de l'hélium 000U100 en aval du séparateur 000F001 comporte principalement des modules à membrane dans lesquels l'alimentation en gaz naturel est séparée en un flux de gaz riche en hélium (perméant) et un flux de gaz à teneur réduite en hélium (résidu). Le principe de cette séparation se fonde sur la perméation des gaz dans des membranes semi-perméables.

Le gaz perméant est utilisé comme gaz de combustion dans le réformateur principal alors que le résidu à teneur réduite en hélium subit un nouveau traitement dans le réacteur d'élimination de mercure 000R001. Le réacteur est rempli d'absorbants qui éliminent le mercure et le ramènent à une concentration faible et acceptable.

II.1.2. Désulfuration et compression du gaz naturel

Le flux de gaz naturel qui quitte le réacteur d'élimination de mercure doit être encore purifié pour les besoins de l'unité de reformage à la vapeur. Le sulfure d'hydrogène et les composés soufrés organiques sont de puissants contaminants du catalyseur et doivent donc être éliminés avant d'acheminer le gaz vers la section de reformage.

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

L'hydrogène destiné à l'hydrogénation est fourni en ajoutant une petite quantité de gaz desynthèse extrait après le premier étage du compresseur de gaz de synthèse 207K001 (unité 207). L'hydrogénation et la désulfuration se déroulent dans le réacteur d'hydrogénation 201R001 et les réacteurs de désulfuration 201R002/003. Ces derniers sont un arrangement

avance et retard et peuvent être échangés pendant le fonctionnement normal sans arrêter l'installation.

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

II.1.3. Compression d'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 entraîné par une turbine vapeur. Ce type de machine se caractérise par une fiabilité et une efficacité importantes.

II.1.4. Reformage a la vapeur et récupération de chaleur

Le reformage du méthane et des hydrocarbures plus légers à la vapeur -c'est-à-dire leur transformation en un mélange d'hydrogène, de monoxyde de carbone et de dioxyde de carbone par réaction à la vapeur est obtenu en faisant passer un mélange de produit de départ en vapeur sur un catalyseur au nickel. Un ratio vapeur/carbone défini est maintenu au niveau de l'admission du catalyseur du reformeur principal (compte tenu du flux de vapeur continu par rapport à l'air industriel). La réaction globale est fortement endothermique. Le gaz naturel désulfuré est mélangé à de la vapeur industrielle MP, préchauffé dans la rampe de convection du reformeur principal puis entre dans les tubes en haut du reformeur. Le procédé à l'intérieur des tubes comporte trois phases :

Préchauffage du mélange produit de départ/vapeur jusqu'à la température de réaction.

- Réaction de transformation en méthane/hydrocarbures.
- Ajustement de l'équilibre.

Le gaz reformé de chaque rangée de tubes est récupéré dans un collecteur doublé en réfractaire et doté d'un manchon Incoloy pour éviter la corrosion et la migration de silice. Le gaz reformé quitte le reformeur principal 203B001 avec une teneur définie en méthane, et pénètre dans le reformeur secondaire 203R001 par le collecteur principal à la base avant de monter dans un tube central doublé en briques jusqu'en haut. Le gaz est alors mélangé avec l'air industriel chauffé provenant du compresseur d'air industriel 202K001. Le gaz reformé redescend, en traversant d'abord une couche de blocs d'alumine de protection contre la chaleur rayonnante puis le lit catalytique où le méthane est converti jusqu'à un résidu sous forme de trace. Le gaz reformé quittant le reformeur secondaire 203R001 à une température d'environ

996°C doit être refroidi jusqu'à une température d'environ 370°C avant d'être transféré à la section de conversion du CO (unité 204). Cette section de refroidissement est réalisée dans le train de refroidissement du gaz de procédé, composé de refroidisseur de gaz de procédé 203E001 créant de la vapeur HP. Il est conçu pour une circulation naturelle et est connecté au ballon vapeur 2030001 par des colonnes montantes et descendantes; Surchauffeur de vapeur HP 203E002.

II.1.4.1. Chambre de combustion et rampe de convection du reformeur principal

La chambre de combustion du reformeur principal 203B001 est chauffée par des brûleurs se trouvant dans la partie supérieure de la chambre. Ces brûleurs sont conçus pour brûler tous les types de gaz combustibles. Les fumées quittent la chambre de combustion du reformeur par le bas par des châteaux situés entre chaque paire de rangées, ce qui évite le flux croisé des fumées le long des rangées de tubes, qui créerait un réchauffement irrégulier des tubes. Le flux contre courant du gaz de procédé dans les tubes et des fumées à l'extérieur crée un profil thermique très uniforme sur toute la longueur du tube et par conséquent l'utilisation optimale du matériau du tube du reformeur et l'épaisseur la plus faible possible des parois.

L'air requis pour la combustion est amené aux brûleurs par le ventilateur d'air de combustion 203K001, qui décharge l'air de combustion dans le calorifère 203E004, où l'air est réchauffé par un condensat de procédé. L'air de combustion est encore préchauffé dans le préchauffage de l'air de combustion 203B003-E41 de la rampe de convection 203B002. Le débit de l'air de combustion est réglé au moyen d'aubages directeurs à l'admission du ventilateur d'air.

Les fumées quittent la chambre de combustion du reformer à une température approximative de 1010°C. Leur chaleur sensible est utilisée dans la rampe de convection 203B003 du reformeur principal 203B001 pour préchauffer le gaz naturel, l'air industriel et l'air de combustion et pour surchauffer la vapeur HP. La fumée est évacuée par le ventilateur de fumées 203K002.

II.1.5. Conversion du CO

Le but de la conversion du CO est de convertir la plus grande partie du monoxyde de carbone se trouvant dans le gaz de procédé en dioxyde de carbone grâce à un catalyseur.

Le gaz reformé à une température approximative de 370°C traverse le convertisseur HT 204R001 de haut en bas, où sa teneur en CO est réduite à moins de 4 mole %. Vu la nature exothermique de la réaction, la température augmente jusqu'à environ 443°C. Le gaz converti quittant le convertisseur HT 204R001 est refroidi à une température d'environ

198°C en chauffant l'eau d'alimentation de la chaudière dans le chauffage BFW 204E001. Une dérivation côté eau autour du chauffage BFW 204E001 est utilisée pour contrôler la température du gaz à l'admission du convertisseur LT 204R002.

Dans le convertisseur LT 204R002, la teneur en CO du gaz converti est encore réduite pour arriver au niveau de traces et la température monte à environ 223°C.

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

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

II.1.6. Elimination du CO₂

La chaleur du gaz converti est utilisée dans les deux échangeurs de chaleur suivants montés en série, le rebouilleur 205E002 de production de la vapeur de vapeur de décomposition requise pour la régénération de la solution MDEA semi-régénérée et le préchauffeur de l'eau déminéralisée 205E004 de préchauffage de l'eau d'alimentation du désaérateur.

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

Le gaz converti traverse l'absorbeur à deux étages 205C001 du bas en haut dans le sens inverse de la solution de lavage. La plus grande partie du dioxyde de carbone est absorbée par la solution MDEA dans la partie inférieure de l'absorbeur 205C001 alors qu'une élimination plus poussée du dioxyde de carbone pour atteindre la valeur résiduelle spécifiée d'environ 500 ppm v/v de CO₂ est réalisée dans la partie supérieure de l'absorbeur 205C001. Le gaz converti quitte l'absorbeur à la température d'admission de la solution régénérée, qui est d'environ 50°C. Les éventuelles gouttelettes de solution entraînées dans le gaz sont retenues par deux plateaux de transfert auxquels de la BFW est admis, et par un débrumiseur installé dans la partie supérieure de l'absorbeur 205C001. Les gouttelettes évacuées de l'absorbeur 205C001 au cours des perturbations opérationnelles sont séparées du gaz converti dans le séparateur 205F002.

La régénération du solvant chargé est effectuée par une expansion à deux étages qui libère la plus grande partie du CO₂ dissout. La plus grande partie du solvant est déversée sous forme de solution semi-régénérée dans la partie inférieure de la tour d'absorption. La partie restante subit une régénération supplémentaire par décomposition à la vapeur et est déversée dans le haut de la tour d'absorption sous forme de solution régénérée.

Le CO₂ supplémentaire du gaz de détente HP est récupéré par l'absorbeur de détente HP. 205C005 pour avoir une quantité suffisante de CO₂ pour la production d'urée.

II.1.7. Méthanisation

Les traces de CO et de CO₂ se trouvant dans le gaz converti sont de puissants contaminants pour le catalyseur de synthèse d'ammoniac. C'est la raison pour laquelle on doit les réduire à un niveau inférieur à 10ppm v/v.

Le gaz converti est chauffé à une température d'environ 3000°C dans l'échangeur de chaleur gaz/gaz 206E001 par l'échangeur de chaleur avec du gaz chaud déjà méthanisé et est déversé dans le haut du réacteur de méthanisation 206R001. La température d'admission est contrôlée par une dérivation autour de l'échangeur de chaleur gaz/gaz 206E001. Pour le démarrage de l'unité, le gaz de procédé est chauffé jusqu'à la température de réaction dans le chauffage de démarrage 206E003 par de la vapeur de condensation HP.

Suite à la réaction exothermique de méthanisation, la température du gaz qui traverse le réacteur augmente. Le gaz chaud quittant le réacteur de méthanisation par le bas est refroidi dans l'échangeur de chaleur gaz/gaz 206E001. Le refroidissement final du gaz est réalisé dans le refroidisseur de gaz refroidi à l'eau 206E002. Le gaz, qui correspond alors à la spécification du gaz de synthèse pour la production d'ammoniac, est acheminé vers l'aspiration du compresseur de gaz de synthèse 207K001 par un refroidisseur de gaz d'appoint 207E007 et un séparateur d'aspiration 207F001.

II.1.8. Synthèse D'ammoniac

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

Le gaz recyclé évacué de la phase de recyclage du compresseur de gaz de synthèse 207K001 est chauffé dans l'échangeur de chaleur gaz/gaz 208E003 à contre-courant du gaz chaud provenant du second échangeur de récupération de chaleur II 208E002. Il entre ensuite dans le premier convertisseur d'ammoniac 208R001, qui est un convertisseur radial à deux lits avec un échangeur de chaleur entre les lits catalytiques. Le convertisseur comprend une

enveloppe résistant à la pression et un insert destiné à recevoir les lits catalytiques. Le gaz en circulation entre dans l'enveloppe du convertisseur au sommet et traverse l'échangeur de chaleur interne entre les lits catalytiques, côté tubes. Il est alors chauffé à environ 380°C par le gaz partiellement converti quittant le premier lit catalytique. En sortant de l'échangeur de chaleur interne, le gaz pénètre maintenant dans le premier lit catalytique en le traversant de la périphérie au centre. Le gaz de synthèse chaud partiellement converti provenant du premier lit catalytique est refroidi dans l'échangeur de chaleur susmentionné pour atteindre la température d'admission du deuxième lit catalytique. Après avoir traversé le second lit, le gaz quitte le convertisseur par un tube central.

Le gaz de synthèse partiellement converti quittant le premier convertisseur d'ammoniac 208R001 est refroidi dans le premier échangeur de récupération de chaleur I 208E001 en utilisant la chaleur de récupération du procédé pour produire une vapeur HP saturée à environ 127 bars absolus.

Le gaz en circulation quittant le premier échangeur de récupération de chaleur I 208E001 entre dans le troisième lit catalytique se trouvant dans le second convertisseur d'ammoniac 208R002. La chaleur de procédé est récupérée dans le second échangeur de récupération de chaleur II 208E003 sous forme de vapeur saturée HP à environ 127 bars absolus.

A la sortie de l'échangeur de récupération de chaleur II 208E002, le gaz de réaction est encore refroidi et l'ammoniac produit est condensé par un refroidissement successif.

Le gaz d'appoint provenant du compresseur de gaz de synthèse 207K001 est ajouté au gaz en circulation en aval du groupe de refroidissement boucle II 208E007. L'introduction de gaz d'appoint dans la boucle à ce stade est une mesure de protection du catalyseur de gaz de synthèse d'ammoniac car les traces de H₂O et de CO₂ se trouvant dans le gaz de synthèse sont éliminées par l'ammoniac liquide formé.

L'ammoniac condensé est extrait de la boucle dans un séparateur intégré dans l'échangeur froid 208E005 et dans le séparateur 208F002 situés en aval du groupe de refroidissement, boucle II 208E007. Le gaz revient à l'étage de recyclage du compresseur de gaz de synthèse 207K001 via l'échangeur froid 208E005 où il est réchauffé. L'ammoniac liquide provenant de l'échangeur de chaleur 208E005 et du séparateur 208F002 est détendu séparément dans le ballon de détente 208D001 qui fonctionne à une pression d'environ 20 bars absolus. Après le ballon de détente, la plus grande partie de l'ammoniac produit est

acheminée vers l'unité d'urée pour traitement. Le surplus d'ammoniac est transféré au stockage d'ammoniac dans les unités 051 ou 052 via la réfrigération (unité 209).

Les gaz dissous qui sont dégagés par l'ammoniac liquide au cours de sa dépressurisation sont traités dans l'absorbeur de gaz de détente 210C001 pour récupérer l'ammoniac (unité 210).

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

CHAPITRE III :
L'ABSORPTION
DESCRIPTION ET
SIMULATION DE L'UNITE
DECARBONATATION

PROBLEMATIQUE

Problématique :

Dans tous les complexes de production de fertilisants dont lesquels le procédé est basé sur le reformage du gaz naturel, la stabilité de l'unité de décarbonatation est d'une importance majeure, cela revient au fait que premièrement le CO₂ constitue un poison pour les catalyseurs de la suite du procédé, et deuxièmement il influe sur la qualité des produits finis, et aussi souvent le CO₂ extrait est utilisé comme matière première pour produire de l'urée, ce qui rend l'instabilité et le dysfonctionnement de l'unité de décarbonatation un problème majeur.

Le complexe SORFERT rencontre un vrai défi pour stabiliser cette unité, à cause de l'apparition de plusieurs problèmes après le démarrage de cette dernière en 2013, et ceci est le cas de la plupart des complexes de fertilisants dans le monde entier, parmi ces problèmes on peut citer :

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

Plusieurs théories sur la contamination chimique de la solution de l'absorption (aMDEA) ont été entamées, mais ces théories sont écartées après les résultats des analyses[5] effectuées par The Dow Chemical Company, ces résultats montrent que la teneur en composant moussant est dans les limites acceptables qui peut être traitée en utilisant l'anti-mousse AMERAL 1500.

Après l'investigation et l'expérience qu'on a vécue durant une année d'exploitation de cette unité, on a remarqué que le refroidissement de la solution diminue d'une façon importante la mousse, et élimine l'hydrogène qui contamine le CO₂, ce qui nous pousse à provoquer une nouvelle théorie de l'instabilité de cette unité qui se base sur ces facteurs :

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

Pour cela on va étudier 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.

III.1. Introduction

L'absorption est une opération unitaire de génie des procédés caractérisée par un transfert de matière d'une phase à une autre. Parfois ce transfert de matière est accompagné d'un transfert de chaleur. L'absorption met en jeu des échanges de matière entre une phase gazeuse et une phase liquide de nature chimique différente, (un ou plusieurs constituants de la phase gazeuse passent en phase liquide). Cette opération est principalement utilisée pour purifier un flux gazeux ou pour récupérer un constituant présent dans un mélange gazeux.

Cette opération présente certaines analogies, en ce qui concerne la nature des processus et de l'appareillage utilisé, avec d'autres opérations de transfert de matière telles que les extractions et la distillation. Les opérations ont pour caractéristique commune que le transfert du soluté d'une phase à l'autre a lieu par des phénomènes de diffusion exigeant un bon contact entre les phases. Dans l'absorption, les gaz diffusent principalement dans le sens gaz-liquide et très peu dans le sens inverse.

L'absorption est uniquement physique lorsque le soluté ne réagit pas avec des constituants de la phase liquide. Afin d'augmenter le transfert du composé de la phase gazeuse vers la phase liquide, une réaction chimique phase liquide peut également être mise en œuvre.

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

Le contact est réalisé dans une colonne à plateaux ou à garnissage, appelée absorbeur. Le solvant pauvre est introduit en tête de colonne et descend à contre courant du gaz riche qui remonte la colonne[2].

III.2. Phénomènes d'absorption

Les termes du phénomène d'absorption sont:

- Le soluté ou absorba : est le gaz (ou la vapeur) contenu dans le gaz porteur, que l'on doit extraire par dissolution dans le liquide.
- Le diluant ou inerte : est le gaz (ou vapeur) mélangé au soluté. Il est souvent insoluble ou peu soluble dans le solvant.
- Gaz riche : le mélange gazeux entrant diluant – soluté.
- Gaz pauvre (épuisé) : le gaz sortant, dépourvu plus ou moins complètement du soluté.

- L'absorbant ou solvant : est le liquide destiné à dissoudre le soluté ;
- La solution riche : est le liquide obtenu par dissolution du soluté dans le solvant ;

III.3. Caractères généraux

Le processus de l'absorption, c'est-à-dire le passage d'un soluté dans un solvant dépend de la solubilité à l'équilibre du soluté dans le liquide et de la vitesse de transfert ou de diffusion du premier dans le second.

III.3.1. La solubilité

Lorsqu'un gaz est mis en présence d'un liquide, l'échange de matière entre phases correspondant à l'équilibre peut-être supposé réalisé approximativement, après une durée plus ou moins longue suivant le système auquel on a affaire. Dans ces conditions, la connaissance des teneurs en constituants dans chaque phase (solubilités) et notamment de celle du gaz dans le liquide est particulièrement importante. Elle est indiquée par deux méthodes.

III.3.1.1. Tables de solubilité

Ces tables expriment la teneur du gaz dans la solution et la pression partielle du gaz au-dessus de la solution, pour l'équilibre, à température constante.

III.3.1.2. Diagramme de solubilité

Les graphes, lignes ou courbes de solubilité à diverses températures ou isothermes de solubilité donnent, pour la température choisie, la variation de la pression partielle du gaz.

III.3.2. Equilibre gaz - liquide

Les lois de Dalton, de Henry et de Raoult s'appliquent à l'étude théorique des équilibres liquide-gaz de certains mélanges particuliers. Elles relient les pressions partielles du système gaz-liquide à la teneur du gaz dans le solvant ou à sa pression maximale de vapeur.

III.4. Les types d'absorption

On peut définir deux types d'absorption " physique et chimique" :

III.4.1. L'absorption chimique

Elle correspond à la dissolution d'un soluté dans un liquide avec formation d'un composé chimique plus ou moins stable.

Généralement les procédés industriels d'épuration d'effluents liquide et gazeux, mettent souvent en œuvre une réaction chimique en phase liquide. Si on considère un système gaz-liquide contenant un gaz absorbé A qui réagit de façon réversible ou irréversible avec un réactif B dissous dans le liquide. Le composé A est transféré de la phase gaz vers la phase liquide où il se dissout et réagit avec B, en présence du catalyseur C.

L'absorption d'un gaz accompagnée de réaction chimique en phase liquide permettra d'améliorer l'efficacité de la séparation (par exemple l'absorption du CO₂ dans une solution aqueuse de carbonate, d'amine, etc.), et la sélectivité de la séparation (par exemple l'absorption du CO₂ et H₂S dans des solutions d'éthanol amine)[2].

III.4.2. L'absorption physique

Lors de l'absorption gaz-liquide sans réaction chimique, le soluté est transféré à travers l'interface de la phase gazeuse vers la phase liquide, puis dissolution dans la phase liquide, sans donner lieu à une réaction chimique.

Dans ce type d'opération le constituant absorbé ne réagit pas avec le solvant. La concentration à l'équilibre du constituant absorbé dépend fortement de la pression partielle dans la phase gazeuse[2].

III.4.2.1. Transfert de matière entre phases

L'absorption est le phénomène global du passage d'un gaz contenu dans un mélange gazeux, ou dans un gaz pur, dans une solution liquide. Tous les modèles théoriques de transfert de matière en phase liquide ont pour but, de permettre une analyse de la migration du soluté gazeux vers la phase liquide dans les appareils d'absorption. Le flux de transfert de matière est donné peut être par la loi de Fick.

$$N_A = -D_{AB} \frac{\partial C_A}{\partial Z} \quad (III.1)$$

D_{AB} : Coefficient de diffusion de A dans le milieu considéré (m/s).

N_A : Flux transféré par unité d'aire inter-faciale (mol/m.s).

Z : Distance de transfert (m).

C_A : concentration d'un constituant A

III.4.2.1.1. Le concept d'équilibre

La condition essentielle pour qu'il ait transfert de matière ou diffusion entre deux points situés à l'intérieur d'une seule phase, est donc l'existence d'un potentiel, la plupart du temps exprimé sous forme d'une différence de concentration. Si on envisage maintenant le passage d'un composé d'un mélange d'une phase à une autre, on s'aperçoit que ce concept de différence de concentration n'est plus adéquat.

Il faut donc modifier le critère de potentiel et introduire la notion d'équilibre entre phases. Cet équilibre peut exister entre deux phases liquides ou entre une phase liquide et une phase gazeuse ...etc.

Donc, dans le cas d'un système hétérogène (c.-à-d. deux phases en contact), la quantité maximale de matière pouvant passer d'une phase à l'autre peut être estimée à partir des principes d'équilibres entre phases. Dans un système à l'équilibre, il n'y a pas de diffusion du composé entre les deux phases. La diffusion du composé entre les phases se produit afin de mener le système vers des conditions d'équilibre. Si le temps de contact est suffisant, les concentrations d'équilibre pourront être observées[2].

La courbe d'équilibre représentant la distribution d'un composé entre une phase gazeuse et une phase liquide à l'équilibre est représentée sur la figure I.1

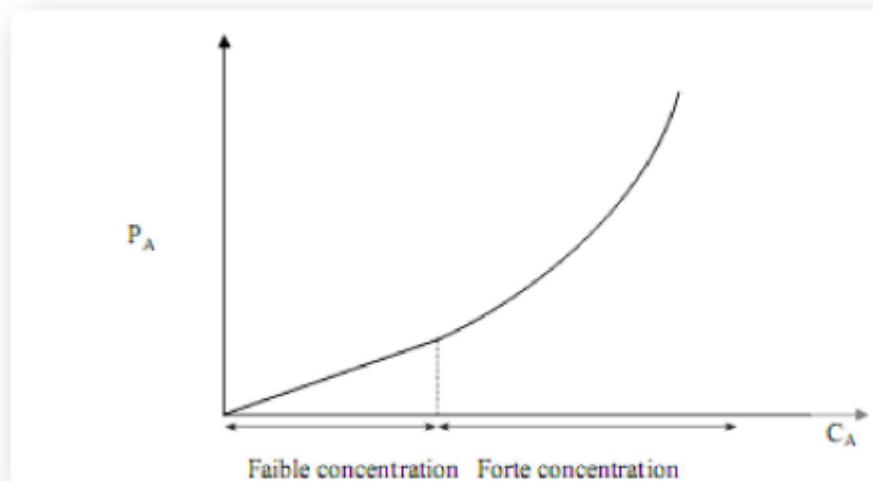


Figure III.1.Distribution du soluté A à l'équilibre entre la phase gazeuse et la phase liquide à une température donnée.

Avec :

C_A : Concentration du composé A dans la phase liquide (mol/m).

P_A : Pression partielle du composé A dans la phase gazeuse (atm).

Dans la zone des faibles concentrations (solutions diluées), la courbe d'équilibre est caractérisée par une droite. Celle-ci peut être exprimée par une relation linéaire, connue sous le nom de «loi de HENRY ». À l'équilibre de dissolution, il y a toujours proportionnalité entre la pression partielle du soluté dans la phase gazeuse et sa concentration dans la phase liquide (loi de HENRY).

$$\text{La loi de HENRY étant : } P_A = H \times C_A \quad (III. 2)$$

Où :

H : Etant la constante de HENRY,

C_A : Etant la concentration à l'équilibre dans la phase liquide du composé A (mol/ m).

P_A : Etant la pression partielle à l'équilibre dans la phase gazeuse du composé A (atm).

En addition, les lois de Dalton et de Raoult s'appliquent à l'étude théorique des équilibres liquide-gaz de certains mélanges particuliers. Elles relient les pressions partielles du système gaz-liquide à la teneur du gaz dans le solvant ou à sa pression maximale de vapeur.

Loi de DALTON

D'autre part, la formule de HENRY se transforme en tenant compte de la formule de DALTON, valable avec les gaz parfaits :

$$P = y_i \times P_t \quad (III.3)$$

P : Pression partielle du soluté dans la phase gazeuse

y_i : Titre molaire du soluté dans la phase gazeuse.

P_t : Pression totale du système.

Loi de RAOULT

C'est une loi limite valable pour les mélanges parfaits (ou idéaux), c'est-à-dire constitués de corps de structures voisines. A température constante, pour un gaz en équilibre avec une solution idéale, la pression partielle du soluté dans la phase gazeuse est égale au produit de la pression maximale de vapeur du soluté par son titre molaire dans la solution.

$$P = X_i \times P^0 \quad (III.4)$$

P^0 : Pression de vapeur saturante

X_i : fraction molaire du constituant

P : Pression total de mélange

III.4.2.1.2. Modèles de présentation du transfert entre phases

Durant le processus d'absorption, il y a des nombreux modèles qui représentent le transfert de matière entre phases (liquide et gaz) les plus connus de ces modèles sont:

- Modèle du double film de LEWIS et WHITMAN (1924).
- Modèle de la pénétration de HIGBI (1935).
- Modèle de DANCKWERTS (1951).

III.4.2.2. La relation d'équilibre

Le rapport entre les compositions de composant (i) dans la phase liquide et la phase vapeur (gaz) peut être exprimé par la relation suivante: $Y = a \times x_i \quad (III.5)$

Où :

Y : la composition en phase gazeuse (moles de soluté / mole de liquide inerte).

x : la composition de la phase liquide (moles de soluté / mole de vapeur inerte).

i : représente l'étape i (phase i).

α : paramètre (constante) d'équilibre (dépend de composition, de température et parfois de la volatilité).

III.5. Les absorbants chimiques

III.5.1. Les alcanolamines

Parmi les solvants chimiques, les solutions d'alcanolamines sont les plus couramment utilisées dans les procédés d'absorption des gaz acides. Le gaz réagit chimiquement avec l'absorbant liquide pour former des complexes plus ou moins faiblement liés. La structure moléculaire des alcanolamines contient au moins un groupement hydroxyle ($-OH$) et un groupement amine ($-N$) ; le groupement hydroxyle augmente la solubilité dans l'eau et diminue la pression de vapeur de la solution aqueuse et le groupement amine fournit l'alcalinité nécessaire en solution aqueuse pour assurer l'absorption des gaz acides H_2S et de CO_2 .

La monoethanolamine MEA et la diglycolamine DGA, amines primaires, la diethanolamine DEA, amine secondaire, et la Méthyldi-ethanolamine MDEA et amine tertiaire sont les amines les plus utilisées. La MEA est l'amine la plus réactive avec un groupe éthanol lié à l'atome d'azote, elle réagit rapidement avec les gaz acides, et permet des séparations de grande qualité en terme de puretés de produits séparés. Cependant sa capacité d'absorption du dioxyde de carbone est relativement faible. Elle réagit irréversiblement avec le sulfure de carbone et le disulfure de carbone (CS et CS_2), en produits de dégradation. La DGA a des performances similaires mais avec une pression de vapeur plus basse, entraînant moins de pertes par évaporation, elle avait d'ailleurs été développée comme solvant substitut de la MEA pour cette raison. Elle réagit de façon réversible avec le CS et le CS_2 , ce qui la rend intéressante dans les applications pétrolières. Les amines secondaires étant de moins fortes bases sont moins réactives et sont utilisées pour des applications moins exigeantes en termes de séparation.

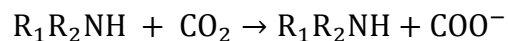
Les amines tertiaires sont des bases plus faibles. Elles réagissent plus rapidement avec l' H_2S qu'avec le CO_2 , et sont utilisées pour leur sélectivité. Leur capacité d'absorption est nettement plus élevée que celle des amines primaires et secondaires. La présence d'une importante pression partielle de CO_2 associée à un objectif modéré en ce qui concerne les performances de séparation rendent la MDEA intéressante.

Les amines à encombrement stérique, telles que la 2-Amino-2-Méthyl-1-Propanol, l'AMP, sont des amines primaires dans lesquelles le groupe amine est lié à un carbone tertiaire ou des amines secondaires dans lesquelles le groupe amine est lié à un carbone secondaire ou tertiaire. Enfin de grands groupes industriels commercialisent des formulations

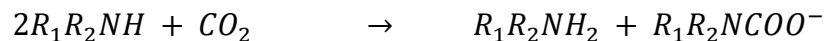
spécifiques de mélange d'amines ou d'amines additives d'activateurs et d'inhibiteurs de corrosion[2].

III.5.1.1.Mécanismes réactionnels

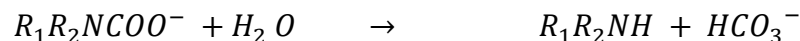
Dans ce qui suit nous noterons les amines primaires et secondaires sous la forme R_1R_2NH , où $R_1=H$ et $R_2=C_2H_4OH$ pour la MEA, et $R_1=R_2=C_2H_4OH$ pour la DEA, et les amines tertiaires sous la forme $R_1R_2R_3N$, avec $R_1=R_2=C_2H_4OH$ et $R_3=CH_3$. Le mécanisme réactionnel d'absorption du CO_2 dans les amines primaires et secondaires en présence de H_2O comprend la formation d'un zwitterion par la réaction I, $R_1R_2NH^+COO^-$, suivi d'une déprotonation par une base ou une molécule d'eau pour produire un ion carbamate stable $R_1R_2NCOO^-$ et une base protonée. La réaction I est rapide mais de vitesse finie, la réaction d'échange de proton II est considérée comme étant instantanée. Les réactions dans les amines primaires et secondaires entraînent donc une dégradation par formation de sels stables, les carbamates.



La réaction globale est :

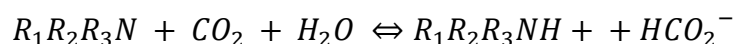


La réaction (III.2) permet l'hydrolyse du carbamate et libère du bicarbonate. Cette réaction est lente.



En ce qui concerne les amines à encombrement stérique, leur structure entraîne l'instabilité du carbamate. Les réactions de formation du zwitterion sont plus lentes à cause de cet encombrement stérique mais l'hydrolyse favorisée du carbamate permet de rendre globalement le processus plus rapide Hook R. J. (1997) [6]. Ainsi les concentrations en bicarbonates sont plus élevées, et la capacité d'absorption de ces solvants plus importante. Les possibilités de désorption de ces molécules sont également facilitées.

La basicité des amines tertiaires en solution aqueuse permet l'hydrolyse du CO_2 et la formation de bicarbonate HCO_3^- et d'amines protonées $R_1R_2R_3NH^+$, ce qui revient à un simple échange de proton.



Par analogie avec le mécanisme de formation du carbamate, certains auteurs s'interrogent sur la possibilité de formation d'un alkylcarbonate $R_1R_2R_3N^+COO^-$ par réaction de l'amine et du CO_2 et qui produirait une amine tertiaire protonée et un bicarbonate HCO_3^- , Mathonat et al. (1997) [7]. Ou encore supposent que l'action d'un doublet électronique libre

de l'atome d'azote de l'amine tertiaire sur une molécule d'eau forme un complexe activé $R_1R_2R_3NH_2O$, lequel va ensuite réagir sur le CO_2 pour conduire à l'amine protonée et un ion hydrogénocarbonate $R_1R_2R_3NH^+$. Les réactions d'absorption dans les amines tertiaires sont plus lentes que celles des amines primaires ou secondaires, bases plus fortes. Ainsi la vitesse d'absorption du CO_2 dans la MEA est 30 fois plus rapide que dans la TEA et la vitesse d'absorption dans la DEA est 15 fois plus rapide que dans la TEA, Lemoine B. (1995)[2].

Ses deux fonctions amines et sa structure cyclique confèrent à la Pipérazine une haute réactivité. La constante de vitesse de réaction (de second ordre exprimée en $m^3.kmol^{-1}.s^{-1}$), du CO_2 dans des solutions de Pipérazine est plus importante d'un facteur 7,6 avec la MEA, ou d'un facteur 50 avec la DEA à 298,15 K, tandis que la stabilité du carbamate formé est comparable à celle d'une amine primaire Bishnoi et Rochelle (2000)[8], elle est surtout utilisée comme additif [2].

La solubilité du CO_2 est plus importante dans les solutions aqueuses d'amines tertiaires que dans les solutions aqueuses d'amines primaires ou secondaires. Il faut une mole d'amine tertiaire au lieu de deux moles d'amine primaire ou secondaire pour absorber une mole de dioxyde de carbone. La capacité d'absorption dans l'AMP, est plus importante que dans la MEA à 313,15 K, Kohl et Nielsen (1997)[9], et Hook R. J. (1997)[6]. Sa capacité d'absorption est comparable à celle de la MDEA Xiao et al. (2000), et sa vitesse de réaction est plus élevée. Par contre à plus haute température sa capacité d'absorption est inférieure, le CO_2 est donc plus facile à désorber[2].

III.5.1.2. Enthalpie de réaction

L'enthalpie de réaction du CO_2 dans les solutions aqueuses d'amines est dépendante du taux de charge en CO_2 , et dans une moindre mesure de la température. Elle augmente des amines tertiaires aux amines primaires, voir les Tableaux 1 et 2 où elle est exprimée en kJ par mole de gaz absorbé[2].

Tableau III.1. Enthalpies de réaction du CO_2 à taux de charge tendant vers zéro et MDEA 30%, Mathonat et Mayer (1997) [11].

T (K)	Δh (kJ mol ⁻¹)
313,15	49
353,15	55
373,15	58

Tableau III.2. Enthalpies de réaction du CO₂, Austgen D. (1989)[10].

Amine	Δh (kJ mol ⁻¹)
MEA	84,4
DEA	66,8
DGA	86,7
MDEA	48,5

La chaleur à apporter pour la régénération des amines tertiaires est moins élevée que pour les amines secondaires et surtout primaires.

III.5.1.3. Corrosion

Dans les unités de séparation, les sections où la concentration en gaz acides est la plus forte, et celles où la température est la plus élevée, sont les plus exposées à la corrosion (partie haute de la colonne de régénération, dans le condenseur de tête, et dans le bas de colonne d'absorption). La forte corrosivité des amines primaires comme la MEA est due à l'impossibilité de désorber complètement le CO₂ qui reste sous forme d'ion carbamate MEACOO⁻ dans la solution régénérée ; cet ion agit comme un sel thermiquement stable d'acide et sa concentration dans la solution est directement liée à la chute du pH du mélange. Ces anions carbamates et anions de sels stables agissent de manière indirecte sur la corrosion en se complexant avec les ions ferreux ou ferriques. Ils empêchent la formation d'un film d'oxyde ferreux qui atténue l'attaque de l'acier carbone par les gaz acides. La vitesse de corrosion augmente avec le taux de charge. Les amines primaires sont nettement plus corrosives que les amines secondaires, ainsi le taux de charge des amines primaires sera plus limité que celui des amines secondaires. L'utilisation des amines tertiaires est intéressante car nettement moins corrosive[2].

III.6. Les absorbeurs

III.6.1. Les types d'absorbeurs

Selon le système considéré, notamment en fonction des vitesses caractéristiques de transfert, de transport ou de réaction, l'absorbeur devra être choisi soit en fonction de ses performances du point de vue transfert de matière soit en fonction du volume de liquide mis en jeu. En conséquence, les absorbeurs utilisés dans l'industrie ont des formes très diverses.

- réacteurs tubulaires à bulles, à gouttes, à film tombant, à garnissage, à plateaux ;
- réacteurs à cuve agitée mécaniquement ;
- réacteurs du type jets ou venturis.

Les différents types d'absorbeurs gaz-liquide utilisés industriellement sont classés en fonction de la rétention en liquide (volume du liquide par unité de volume de l'absorbeur):

- forte rétention : colonne à bulles, cuve agitée, jet immergé.
- rétention moyenne : colonnes à plateau et à garnissage.
- faible rétention : colonnes à film et à pulvérisation, venturi, éjecteur.

L'absorption est réalisée dans ces absorbeurs, le plus souvent, à contre courant (étages multiples ou à contact continu), par introduction du gaz à la base et du solvant à la partie supérieure, le gaz diluant étant recueilli en tête tandis que la solution est soutirée à la partie inférieure[3].

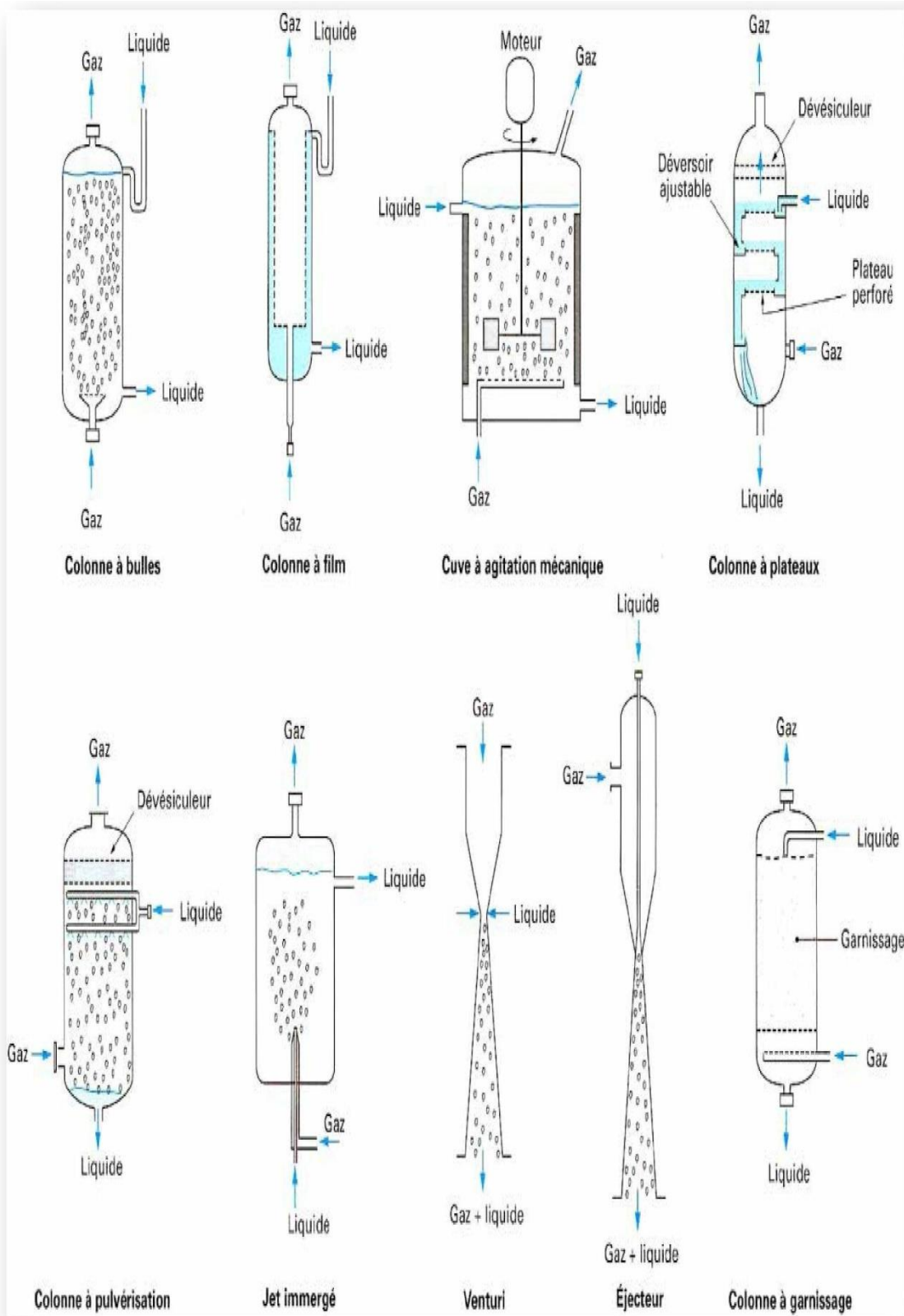


Figure III.2. Différents types de contacteurs gaz-liquide.

III.6.1.1. Les colonnes a garnissage

III.6.1.1.1. Description et principe de fonctionnement

Une colonne à garnissage est une colonne qui est remplie d'éléments permettant d'augmenter la surface de contact entre la phase gazeuse et la phase liquide. Ce sont ces éléments qui constituent le garnissage.

Les garnissages : les garnissages sont des pièces formées régulièrement en métal, céramique, verre, graphite, ou matière plastique. Ils sont utilisés dans les colonnes sous forme de remplissage en vrac. La figure III.3 illustre les différents types de garnissage utilisés.

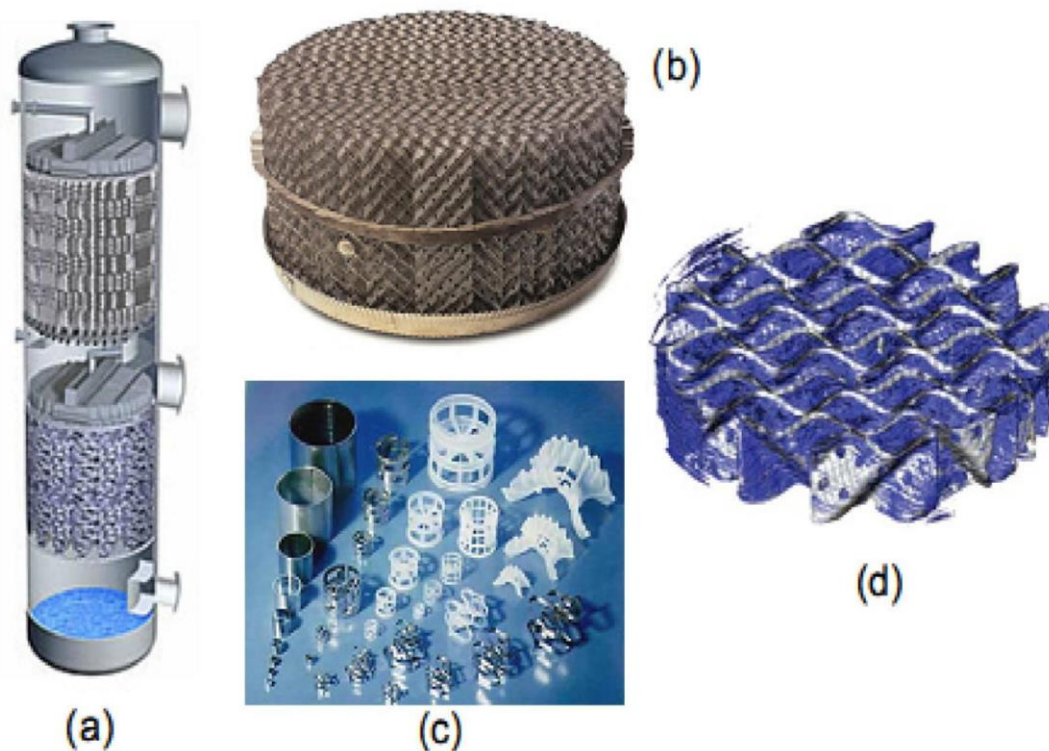


Figure III.3.(a) Schéma d'une colonne à garnissage, (b) Garnissage structuré, (c)Garnissage en vrac, (d) Image d'un ruissellement de film liquide le long d'un garnissage.

La colonne contient également

- Dans sa partie inférieure, un plateau pour supporter le garnissage et un injecteur de gaz.
- Dans sa partie supérieure, un distributeur de liquide et parfois un dévésiculeur.

En considérant la façon d'alimenter la colonne en gaz et en liquide, on peut distinguer trois types de colonnes :

- à contre courant ;

- à co-courant ;
- à flux croisé.

Dans les colonnes à garnissage, le liquide est pulvérisé sur le garnissage placé entre des grilles. La phase liquide qui contient l'absorbant, forme un film sur les éléments de garnissage (zone de mouillage). Le garnissage qui crée une série d'obstacles sur le parcours du liquide et du gaz au sein de la colonne permet.

- d'augmenter la surface de contact entre les deux phases;
- d'augmenter le temps de séjour des deux phases dans la colonne et donc leur durée de contact ;
- de créer un régime turbulent de la phase gazeuse.

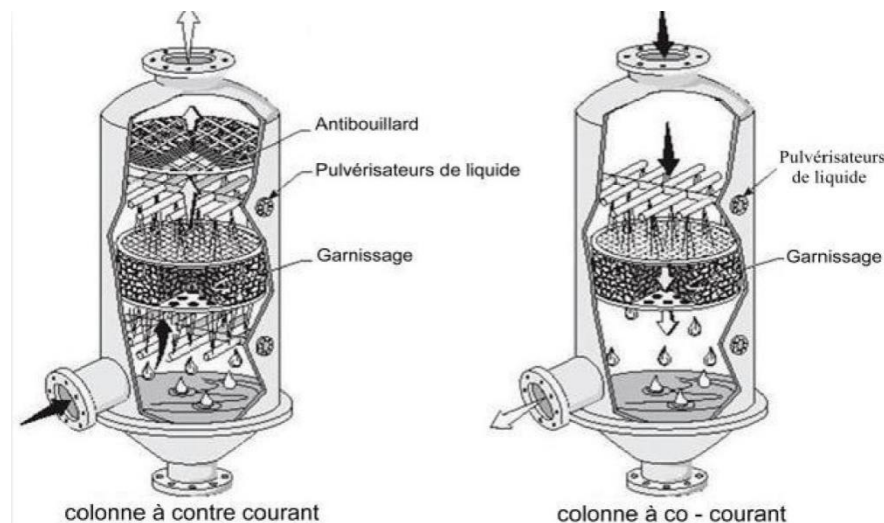


Figure III.4. Différents arrangements de distribution des phases dans les colonnes à garnissage

III.6.1.1.2. Caractéristiques de fonctionnement

Les colonnes garnies peuvent avoir une grande efficacité. L'efficacité pour une colonne donnée, dépend d'un grand nombre de facteurs, à savoir :

- la vitesse du gaz.
- la solubilité du polluant dans la solution.
- la concentration de l'absorbant dans la solution.
- la réactivité éventuelle du gaz avec les constituants du liquide.
- la diffusivité du polluant dans la phase gazeuse et de l'absorbant dans la phase liquide.
- la teneur en polluant de la phase gazeuse ;

- la hauteur de la colonne.

Un des paramètres très important pour le dimensionnement des colonnes à garnissage est la perte de charge, car c'est elle qui limite le débit du gaz introduit dans la colonne.

La perte de charge est proportionnelle.

- au carré de la vitesse de propagation du gaz au sein de la colonne.
- à la masse volumique du gaz.
- elle augmente également avec le débit du liquide.

III.7. Description détailler de procédé d'absorption de l'unité 205

Le procédé aMDEA a été développé par BASF il y a une vingtaine d'années et a été employé pour la première fois dans nos propres installations de gaz de synthèse ,aujourd'hui, ce procédé est employé avec succès dans environ 140 usines par le monde ,ce procédé avait été conçu spécialement pour les usines d'ammoniac, après 10 ans d'expérience et d'optimisation, BASF a commencé à octroyer des licences pour cette technologie.

Le procédé aMDEA est une technologie mise à disposition par BASF par attribution de licence BASF dont, le siège est à Ludwigshafen (Allemagne) qui représente l'une des plus grandes entreprises chimiques du monde. BASF fabrique actuellement plus de 8000 produits chimiques différents uniquement au niveau de son site de Ludwigshafen, parmi lesquels un vaste assortiment d'amines.

Les différents complexes qui ont adopté l'aMDEA sont :

- SONTRACH-BP AIN AMENAS, BP STAT OIL.
- GLIZ dans le futur proche (étude préliminaire élaborée par SHELL reste l'exécution).
- SORFERT.
- GNL3.
- Méga train SKIKDA GL1K(en cour de réalisation)
- Fertial

III.7.1.Methyldiethanolamine activée pure

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

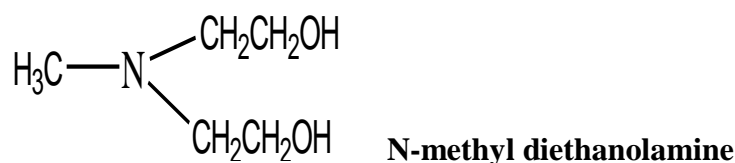
- aMDEA 96,0 % en poids ;
- Eau 4,0 % en poids ;
- Substances insolubles dans l'eau maximum 0,03% en poids.

III.7.2.Méthyl di éthanol 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 system activator.

La réaction : $MDEA + H_2O + CO_2 \rightleftharpoons MDEAH^+ + HCO_3^-$

Tableaux III.3. Propriétés physique-chimique du MDEA activée (pure) et MDEA activée (solution 40%)[4]

Propriétés Physique-chimique	aMDEA Pure	aMDEA 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(100g/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 20 °C	Miscible	Miscible
Pression de vapeur à 20 °C		6 mbar
Limite inférieure d'explosivité		27,7 % (Vol)
Limite supérieure d'explosivité		51,2 % (Vol)

III.7.3.Mécanisme d'absorption chimique de L'aMDEA

Le procédé BASF aMDEA est utilisé pour éliminer le CO₂ du gaz de synthèse et, le solvant BASF aMDEA est constitué globalement de trois substances, à savoir la base chimique méthyl-di-éthanol-amine (MDEA), l'eau et un système activateur, le méthyldiéthanol amine générique (MDEA) réagit avec l'eau et le CO₂ en produisant les espèces protonées correspondantes et du bicarbonate, le taux global de conversion est très

faible, l'absorption peut être accélérée par la réaction rapide entre le CO₂ et les constituants du système activateur[1].

Comme la montre la figure ci-dessous :

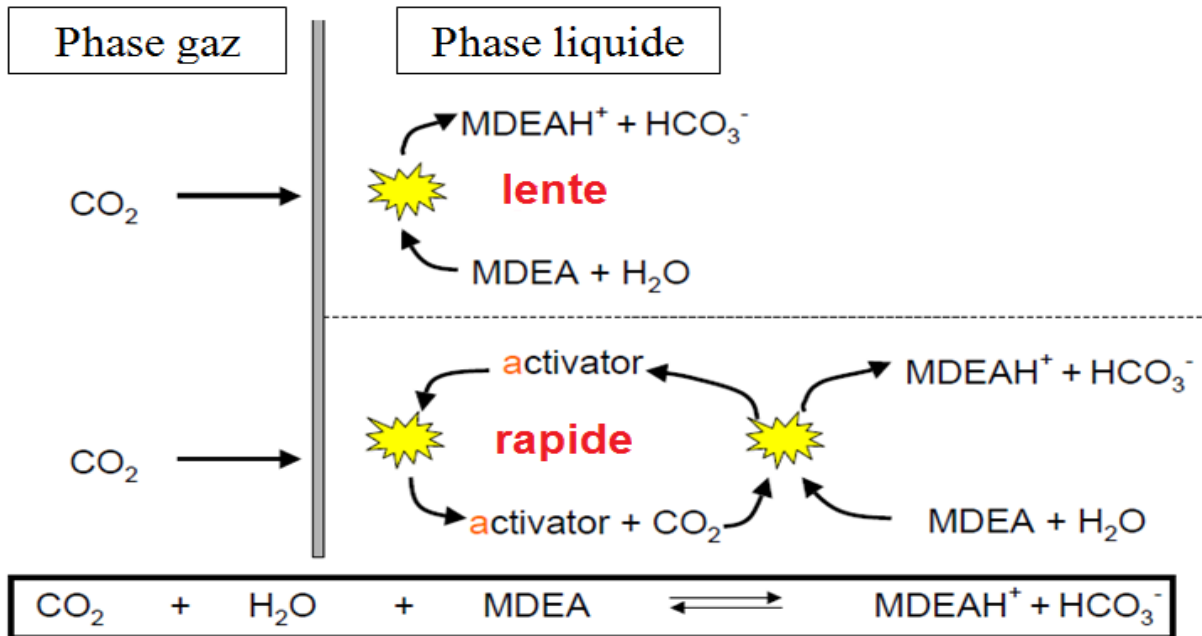
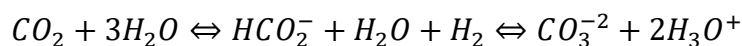


Figure III.5.Mécanisme réactionnel de l'aMDEA

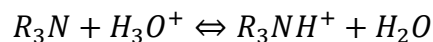
La différence de vitesse de réaction entre une MDEA activée et une MDEA générique peut être décrite de la manière suivant :

Dans une MDEA, l'absorption de CO₂est plutôt lente, le système activateur sert de catalyseur, c'est -à-dire qu'il accélère l'absorption de CO₂ par la MDEA, les constituants du système activateur sont régénères en permanence 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 qui peuvent être décrites comme suit :

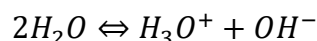
formation de Bicarbonate / formation de carbamate



- Protonation d'amine



- Dissociation d'eau



Le système activateur forme des carbamates qui réagissent avec le solvant (MDEA Aqueuse) en transfèrent le CO₂ainsi, il est régénère pour une réaction ultérieure, tout comme un catalyseur homogène.

La MDEA activée (aMDEA) combine les avantages des solvants physiques et chimiques, la grande capacité d'épuisement de la MDEA conduit à de faibles taux de circulation de solvant (faible régénération) tandis que l'activateur maintient le niveau de l'absorbeur à un minimum, un des avantages du procédé aMDEA réside dans le fait que le rapport entre les constituants et la composition du système activateur peut être adapté à la nature de l'application à la composition du gaz d'alimentation et à la spécification du gaz traité, il permet donc d'obtenir une solution sur mesure pour chaque type de traitement de gaz.

III.7.4.L'avantage de L'AMDEA

III.7.4.1.Flexibilité

Le procédé aMDEA est extrêmement flexible et adapté aussi bien à l'élimination approfondie de CO₂ de H₂S et de composés sulfurique sous forme de traces, qu'à des niveaux exceptionnellement bas si nécessaire, les spécifications du gaz traité peuvent varier du CO₂ à 18% pour le gaz destiné à la synthèse d'ammoniac (moins de 500ppm CO₂) le procédé aMDEA est souvent employée pour mettre aux niveaux des installations d'élimination de gaz acide existante utilisant une technologie différentes[4].

III.7.4.2. Non corrosivité

L'aMDEA s'est révélé non corrosif, la majeure partie de l'installation peut être construite en acier au carbone car l'aMDEA est caractérisé par une stabilité thermique et chimique, il n'y a pas besoin d'utiliser des passivateurs de métaux lourds ou des agents anticorrosion (procédé habituel dans de nombreux systèmes de carbonate de potassium chauds). En outre, le système d'activateurs ne donne pas naissance à des dégradations hautement corrosives, évitant ainsi les problèmes de corrosion, d'érosion, de formation d'écailles et de mousse, les arrêts machines imprévus et les éléments affectant la sécurité des installations[4].

III.7.4.3. Non toxicité

Etant donné qu'il n'y a pas de dégradation du solvant, il n'y a pas besoin d'installation de recyclage (réclamer ou purification), la mise en décharge ne pose pas de problème l'aMDEA n'est pas toxique si bien que le produit déversé accidentellement pourrait être traité dans une station d'épuration des eaux résiduaires[4].

II.7.4.4. Consommation d'énergie

L'aMDEA consomme nettement moins d'énergie que d'autres procédés, il est caractérisé par un excellent comportement d'absorption, ce qui permet une grande capacité d'épuisement, cette dernière diminue le taux de circulation de solvant requis pour absorber les constituants du gaz acide contenu dans le gaz d'alimentation, un faible taux de circulation du solvant implique que l'on a besoin de moins d'énergie pour régénérer le solvant[4].

III.7.4.5. Faible absorption d'hydrocarbures

L'aMDEA est connu pour sa faible absorption des constituants hydrocarbures contenus dans le gaz d'alimentation, et sa capacité de sélectivité (CO₂) ce qui le rend plus économique[4].

III.7.4.6. Faible ajout de solvant de compensation

La pression de vapeur du solvant aMDEA est très faible, une perte minimale de solvant, la quantité annuelle de solvant à ajouter pour compenser les pertes peut être maintenue à un très bas niveau, selon le fonctionnement et la maintenance de l'installation[4].

III.7.5. Paramètres de fonctionnement

III.7.5.1. Le taux de charge de la solution

Il représente le nombre de mole de gaz acide présente dans la solution par mole d'amine (pur). De point de vue de corrosion, le taux de charge en gaz acide de la solution riche en CO₂ est une variable de 0,30 à 0,52 mol CO₂ /mole MDEA.

III.7.5.2. Le taux de charge différentielle de la solution

C'est le taux de captage de gaz acide, désigne le nombre de mole de gaz acide captées par mole d'amine (pur) en circulation, le taux de charge de la solution pauvre en CO₂ est généralement entre 0,08 et 0,12 mol de CO₂ par mole de MDEA.

Le taux de charge différentielle est la différence entre les deux taux de charge, de la solution riche et celui de la solution pauvre, son intervalle varie de 0,18 à 0,40 mol CO₂ par mole MDEA.

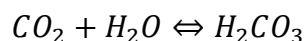
III.7.5.3. Températures et la pression de contact

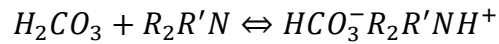
Dans la colonne d'absorption, la température de contact et la pression constitue une variable très importante, en générale les températures élevées et les faibles pressions sont moins favorables du point de vue de l'équilibre.

Aux basses températures, les considérations d'équilibre sont favorables, mais l'efficacité de transfert de masse est faible, donc pour la réaction d'absorption il est nécessaire de procéder à des températures basses et des pressions élevées, afin de maintenir un transfert raisonnable et une bonne vitesse de réaction.

III.7.6. Procédée de l'unité de décarbonatation

Le gaz carbonique est éliminé du gaz naturel de manière classique par absorption de CO₂ à l'aide d'une solution de Mono Di-Ethanol Amine Activée (aMDEA) à 40% massique avec une haute pression et une basse température dans la colonne d'absorption (205C001) selon la réaction suivante :





Où: R = CH₂CH₂OH et R' = CH₃

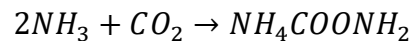
III.7.6.1. La charge à traiter

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 III.4.Composition moyenne du gaz de synthèse entrant à l'unité de décarbonatation[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%
Gazinertes (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 ;



Ce produit forme des dépôts dans la machinerie et dans les équipements et sa peut causer des dommages sérieux, la teneur en CO₂ du gaz est réduite à 500ppm traitant successivement avec une solution de méthyl-diéthanolamine (appelée solvant) (MDEA) dans une tour d'absorption à contre courant, cette opération s'effectue dans la section de décarbonatation qui comprend deux circuits:

- Itinéraire du gaz
- Cycle du solvant à base de l'aMDEA

III.7.6.2. Itinéraire du gaz

Le gaz de conversion produit à la sortie du convertisseur BT204E002 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 205E001 pour la production de vapeur BP, le rebouilleur 205E002 pour la génération de la vapeur d'extraction requise pour la régénération du solvant a

base de MDEA régénère et le préchauffeur d'eau déminéralisée 205E004 pour le préchauffage de l'eau d'alimentation du désaérateur. Durant cette étape, la température du gaz est réduite jusqu'à environ 70 °C [1].

Avant l'entrée du gaz de conversion dans l'absorbeur 205C001, le condensat obtenu est séparé du gaz dans le séparateur 205F001, le gaz s'écoule à travers l'absorbeur à deux étages 205C001 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, alors que l'extraction supplémentaire du dioxyde de carbone jusqu'à obtention de la valeur résiduelle spécifiée de 500 ppm en volume de CO₂ est réalisée dans la partie supérieure de l'absorbeur 205C001 [1].

Le gaz quitte l'absorbeur à la température d'entrée du solvant régénère, 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 205C001, les gouttelettes transportées hors de l'absorbeur pendant les perturbations de fonctionnement sont séparées du gaz de procédé dans le séparateur 205F002 [1].

III.7.6.3. 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 à 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 [1].

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 [1].

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 [1].

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].

Le solvant régénéré à base de MDEA quitte la partie inférieure du décomposeur à environ 119 °C via un filtre 205F008 A ou B et est refroidi à environ 85 °C dans l'échangeur de chaleur du solvant régénéré/riche 205E005, par la suite, le solvant régénéré à base de MDEA est refroidi à 50°C dans le refroidisseur de solvant 205E003 et acheminé au moyen de la pompe désolant régénéré 205P003A/B vers la tête de l'absorbeur 205C001.

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

Une partie de l'énergie de la pompe est récupérée dans la turbine hydraulique 205MT01, cette dernière est raccordée à la pompe de solvant semi-régénéré 205P001A, l'énergie manquante est produite par un moteur électrique, toutes les autres pompes sont entraînées uniquement par des moteurs électriques [1].

III.7.6.4. La charge du gaz traité

Presque la totalité du gaz carbonique a été éliminée du gaz de synthèse, le tableau suivant résume la composition du gaz traité .

Tableau III.5.Composition moyenne du gaz de synthèse après la décarbonatation

Composition du gaz	mol %
Méthane CH ₄	0,64
Dioxyde de carbone CO ₂	0,05
Monoxyde de carbone CO	0,40
Hydrogène H ₂	72,86
Azote N ₂	25,74
Gazinertes (Ar,He...)	0,25

III.7.6.5. Vapeur de dioxyde carbone

Les vapeurs de CO₂ produites par la tête du décomposeur 205C004 sont acheminées vers la partie inférieure de la cuve de détente BP 205C003 où elles sont utilisées pour réchauffer le solvant à base de MDEA, améliorant les performances de la détente à basse pression, le mélange dioxyde de carbone / vapeur d'eau, après être passé à travers deux plateaux de transfert vers lesquels le condensât est admis et à travers un devesiculeur pour l'élimination des gouttelettes de solvant entraînées, quitte la cuve de détente BP 205C003 à une température d'environ 74 °C et une pression d'environ 1,6 bars absolus, le flux est acheminé via le refroidisseur de CO₂ 205E006A/B/C/D/E où la température est réduite jusqu'à environ 40 °C à l'aide d'eau de refroidissement.

Le condensât obtenu dans 205E006A/B/C/D/E est séparé du dioxyde de carbone gazeux dans le séparateur 205F003, la plupart du CO₂ gazeux issu de 205F003 sera envoyé au compresseur de CO₂ 020K002 via le séparateur 020F001 pour utilisée en fabrication de l'urée, l'excès de CO₂ sera évacué à l'air libre via une vanne de régulation de pression [1].

III.7.6.6. Condensat de procédé

Le condensat obtenu lors du refroidissement du gaz de procédé dans le générateur de vapeur BP 205E001, le rebouilleur 205E002 et le préchauffeur d'eau déminéralisée 205E004 est séparé du gaz dans le séparateur 205F001.

Le condensat obtenu dans le séparateur 205F001 qui est considéré comme le collecteur du condensat de l'unité d'ammoniac et contenant des impuretés (méthanol, ammoniac et CO₂ dissous) est refoulé par la pompe d'alimentation 280P001A/B vers le décomposeur de condensats 280C001 via le préchauffeur de condensats 280E001[1].

III.8. Simulation de l'unité de décarbonatation

En général la simulation est un outil utilisé dans les différents domaines de l'ingénierie et de la recherche. Elle permet d'analyser le comportement d'un système avant de l'implanter et d'optimiser son fonctionnement en testant différentes solutions et conditions opératoires.

Elle s'appuie sur l'élaboration d'un modèle de système permettant la réalisation des scénarios en déduisant le comportement du système physique analysé.

Un modèle ne constitue pas une représentation exacte de la réalité physique, mais il est seulement apte à restituer les caractéristiques les plus importantes du système analysé.

Les simulateurs de procédés chimiques utilisés classiquement dans l'industrie chimique ou para-chimique, peuvent être considérés comme des modèles de connaissance. Ils sont basés sur la résolution de bilans de masse et d'énergie, des équations d'équilibres thermodynamiques, et sont aptes à fournir des informations de base pour la conception. Ils sont, principalement utilisés pour la conception de nouveaux procédés afin de les optimiser et évaluer les changements à effectuer sur les conditions opératoires.

III.8.1. Logiciels de simulation des procédés

Il existe un très grand nombre de logiciels de simulation des procédés chimiques sur le marché. Les simulateurs industriels les plus connus et utilisés mondialement sont :

- Statiques : Aspen Plus (Aspen Technologies), Design II (de Win Sim), HYSYS (Hyprotech), PRO/II (Simulation Sciences), Prosim, Chemcad.
- Dynamiques : HYSYS, Aspen Dynamics (Aspen Technologies), Design II (de Win Sim), DymSym (Simulation Sciences Inc).

III.8.2. Définition de la simulation

La simulation est définie comme étant la représentation d'un phénomène physique à l'aide de modèles mathématiques simples permettant de décrire son comportement.

Autrement dit, la simulation permet de représenter par des modèles mathématiques les différents phénomènes de transfert de masse, d'énergie et de quantité de mouvement qui se produisent dans les différentes opérations unitaires.

III.8.3. Modèle mathématique

Le modèle mathématique est composé d'une série d'équations développées dans l'objectif de décrire le comportement d'un système donné (opération unitaire: séparation de phases, fractionnement de composants, compression, détente, échange de chaleur).

Ce sont des équations de conservation de masse, d'énergie et de quantité de mouvement, Ces équations peuvent être algébriques ou différentielles.

III.8.4. Présentation du logiciel Aspen HYSYS

Le logiciel « HYSYS » a été développé par la société canadienne HYPROTECH. Il a l'avantage d'être facile à utiliser une fois que les éléments de base sont compris.

Le logiciel « HYSYS » est un outil de dimensionnement utilisé pour s'assurer que les conceptions optimales sont identifiées. Il est aussi utilisé pour modéliser les unités existantes et s'assurer que les équipements sont conformes aux spécifications prescrites, ainsi d'évaluer et d'améliorer les procédés existants.

III.8.5. Utilisation du simulateur

HYSYS a été conçu afin de permettre le traitement d'une vaste gamme de problèmes allant de la séparation simple jusqu'à la distillation et la transformation chimique. Ce qui nous simplifie de plus en plus la tâche et réduit les coûts de l'engineering par :

- L'établissement des bilans de matière et d'énergie d'un procédé industriel.
- Des calculs rapides de différents designs en utilisant des modèles efficaces et des techniques optimales.
- Le dimensionnement des équipements de ce procédé.
- Ou bien dans le suivi des procédés qui sont déjà installés afin de :
 - Réajuster les paramètres de fonctionnement dans le cas de changement de compositions de l'alimentation ou des conditions de fonctionnement de certains équipements.
 - Déterminer les performances des équipements.

III.8.6. Simulation de l'unité 205 CO₂ removal

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

III.8.6.1. Méthodologie adoptée

Dans un premier temps, il nous a paru nécessaire de vérifier la configuration de notre simulation sur la base des valeurs design puis celles des valeurs réelles.

Une fois les ajustements apportés à cette configuration pour la convergence des résultats, nous sommes passés ensuite à l'étude de cette unité avec les paramètres actuels afin

de trouver une solution définitive des anomalies existants dans cette dernière et optimiser son fonctionnement.

Tableau III.6. Le pourcentage molaire des composants du gaz de synthèse (annexe A).

Composant	Pourcentage molaire (%)
Méthane (CH ₄)	0,53
Dioxyde de carbone(CO ₂)	17,91
Monoxyde de carbone (CO)	0,33
Argon (AR incl. HE)	0,25
Hydrogène (H ₂)	59,87
Nitrogène (N ₂)	21,11

L'équation utilisée pour recalculer les fractions :

Y: pourcentage molaire (%)

$$Y = \frac{(Fraction\ molaire\ du\ composant \times flux\ volumique)}{flux\ volumique + flux\ de\ H_2O} \quad (III.6)$$

Les résultats obtenus dans synthèse et :

Tableau III.7. Le pourcentage molaire des composants du gaz de synthèse humide.

Composant	Pourcentage molaire (%)
Méthane (CH ₄)	0,52
Dioxyde de carbone (CO ₂)	17,73
Monoxyde de carbone (CO)	0,33
Argon (AR incl. HE)	0,25
Hydrogène (H ₂)	59,26
Nitrogène (N ₂)	20,90
Eau (H ₂ O)	1,01

Après avoir consulté les analyses de la aMDEA on a obtenu les résultats suivant :

Tableau III.8. Le pourcentage massique du solvant régénéré et semi régénéré :

Composant	Pourcentage massique (%) solvant régénéré	Pourcentage massique (%) solvant semi régénéré
Méthyl-diéthanolamine MDEA	38	37
Pipérazine	2	0
L'eau	60	0
Dioxyde de carbone (CO ₂)	0	4,5

III.8.6.2. Choix du modèle thermodynamique

Les logiciels de simulation permettent le calcul 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 proposé le modèle thermodynamique ACID GAZ.

III.8.6.3. La colonne d'absorption 205C001

L'absorbeur utilisé dans cette unité est une colonne à garnissage construite par l'entreprise sud-coréenne DOOSAN MECATEC.

Tableau III.9. Caractéristiques de l'absorbeur 205C001 (annexe B).

Caractéristique	Section I	Section II
Nombre de plateaux Th.	10	10
Type de garnissage	IMTP construit par RAUSCHERT	IMTP construit par RAUSCHERT
Diamètre de garnissage	25-4 mm	50-5 mm
Hauteur de garnissage	6500 mm ×2	6500 mm×2
Diamètre	3330 mm	4980 mm
Matière de garnissage	Acier carbone	Acier carbone
Marge de fonctionnement	50% - 110% (100%=11701,81 kmol/h)	

Il y'a une troisième section dans cette colonne composé 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	Rating	Worksheet	Performance	Flowsheet	Reactions	Dynamics
Parameters								
Acid Gas								
Calculation Type <i>Efficiency</i>								
<input checked="" type="radio"/> Auto-size Column for Costing <input type="radio"/> Use Specified Geometry for Costing								
Profiles								
Estimates								
Efficiencies								
Solver								
2/3 Phase								
Acid Gas								
Column Section	Section 1	Section 2	Section 3					
Start Stage	<i>1_Main Tower</i>	<i>3_Main Tower</i>	<i>13_Main Tower</i>					
End Stage	<i>2_Main Tower</i>	<i>12_Main Tower</i>	<i>22_Main Tower</i>					
Column Type	<i>Valve</i>	<i>Packed</i>	<i>Packed</i>					
Valve Type	<i>Glitsch</i>							
Column Diameter [m]	<i>3,330</i>	<i>3,330</i>	<i>4,980</i>					
Tray Spacing/Stg Pack Hght [m]	<i>0,5000</i>	<i>1,300</i>	<i>1,300</i>					
Packing Type		<i>IMTP</i>	<i>IMTP</i>					
Packing Vendor		<i>GENERIC</i>	<i>GENERIC</i>					
Packing Material		<i>METAL</i>	<i>METAL</i>					
Packing Dimensions		<i>1-IN OR 25-MM</i>	<i>2-IN OR 50-MM</i>					
Flow Model	<i>VPlug</i>	<i>VPlug</i>	<i>VPlug</i>					
Interfacial Area Method	<i>Scheffe</i>	<i>Onda</i>	<i>Onda</i>					
Mass Transfer Method	<i>AICHE</i>	<i>Onda</i>	<i>Onda</i>					

Figure III.6. Boite de dialogue de remplissage des caractéristiques d'absorbeur sur ASPEN HYSYS

III.8.6.4. La Colonne de régénération HP flash vessel 205C002

La colonne de régénération 205C002 utilisé dans cette unité est sert à flasher l'aMDEA à une pression de 6,6 Bar pour libérer une faible quantité de CO₂ et les gaz légers entrainés par l'aMDEA comme le H₂ et CH₄, ces gaz sont utilisés comme fuel au niveau de reformer primaire le 203B001.

III.8.7. Simulations 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 et comparant les résultats obtenus avec celles du designer afin d'étudier le cas actuel.

Tableau III.10. Paramètres de fonctionnement de l'absorbeur205C001 (annexe A).

Paramètre	Valeur
Température du solvant régénérer (°C)	50
Débit du solvant réfrigérer	519 m ³
Température du solvant semi-régénérer	75 °C
Débit du solvant semi- régénérer	2661 m ³
Débit de gaz de synthèse	221150 kg/h
Pression de tête	35,3 Bara
Pression de fond	35,8 Bara

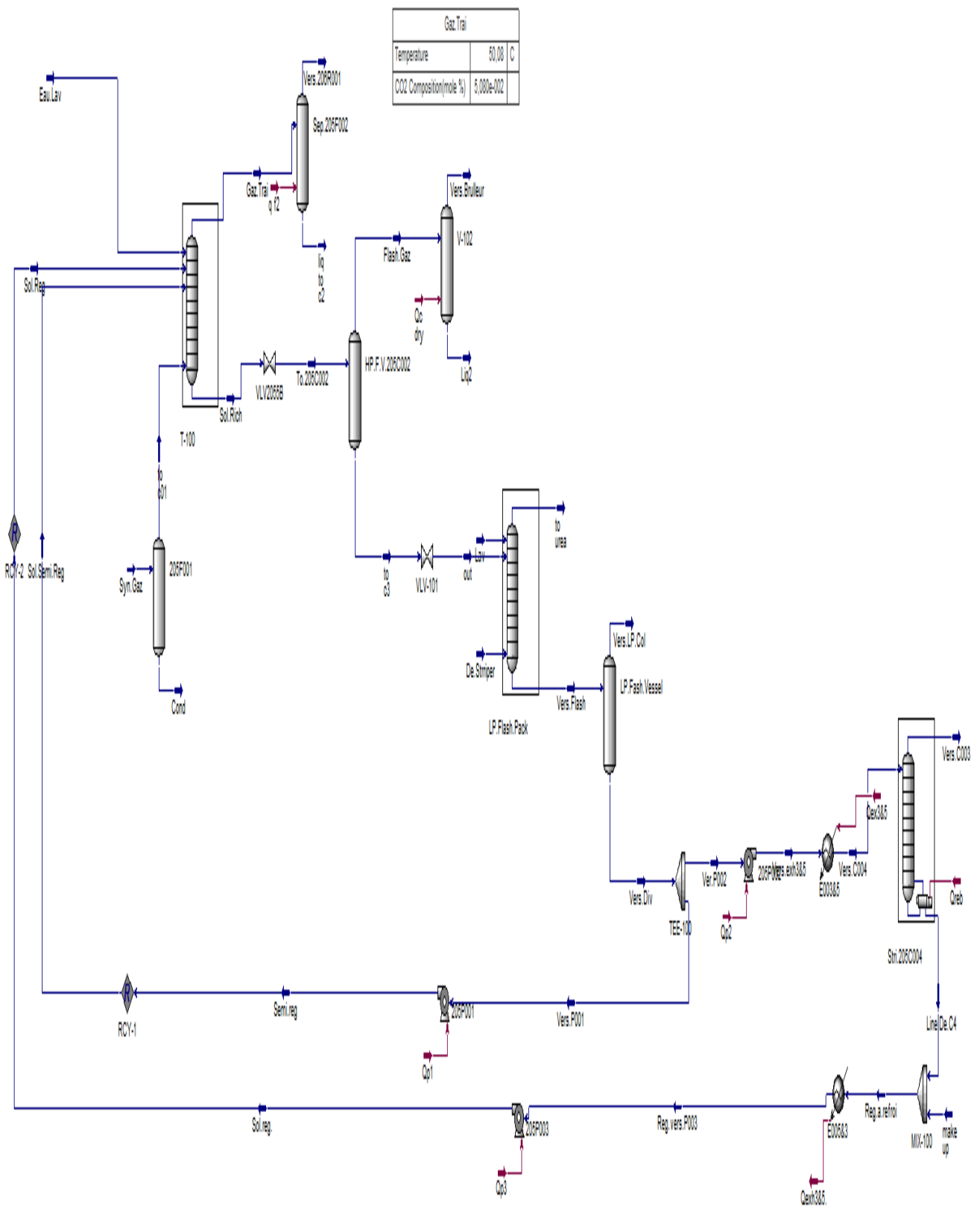


Figure III.7. Diagramme de simulation de l'unité de décarbonatation sur ASPEN

HYSYS

III.8.7.1. Comparaison des résultats obtenus par simulation avec celles du designer

III.8.7.1.1. Les résultats de l'absorbeur 205C001

Le tableau ci-dessous représente les paramètres de sortie de la colonne de fractionnement calculés par le constructeur et ceux obtenus par HYSYS.

Tableau III.11. Paramètres de sortie du cas design et de la simulation de C001(annexe C).

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

$$erreur = (|v_{Désigne} - v_{Désignesimulé}| \div v_{Désigne}) \times 100$$

D'après les résultats obtenus, l'erreur obtenue pour tous les paramètres est inférieure à 4%, ce qui signifie que le modèle thermodynamique se rapproche du cas design.

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

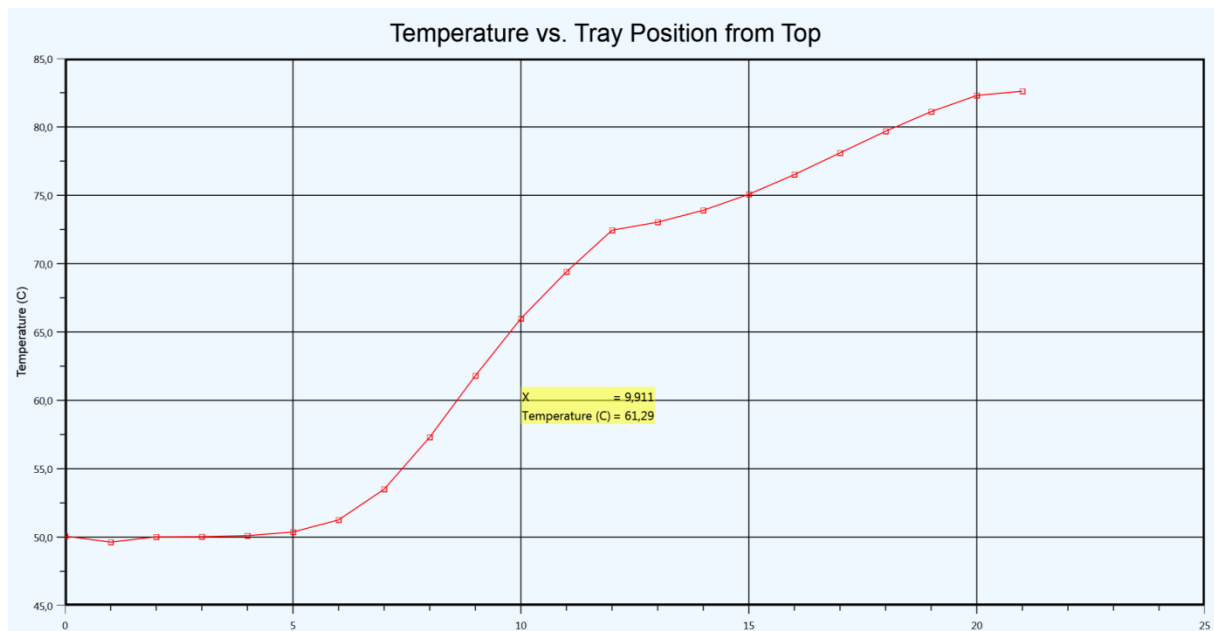


Figure III.8. Profil de température obtenu par Hysys du cas design de C001.

Nous remarquons que la température varie d'une façon croissante et régulière le long de la colonne, cette croissance est due à la nature exothermique de la réaction d'absorption du CO_2 dans les amines, la variation régulière signifie le bon fonctionnement et la stabilité de l'absorbant.

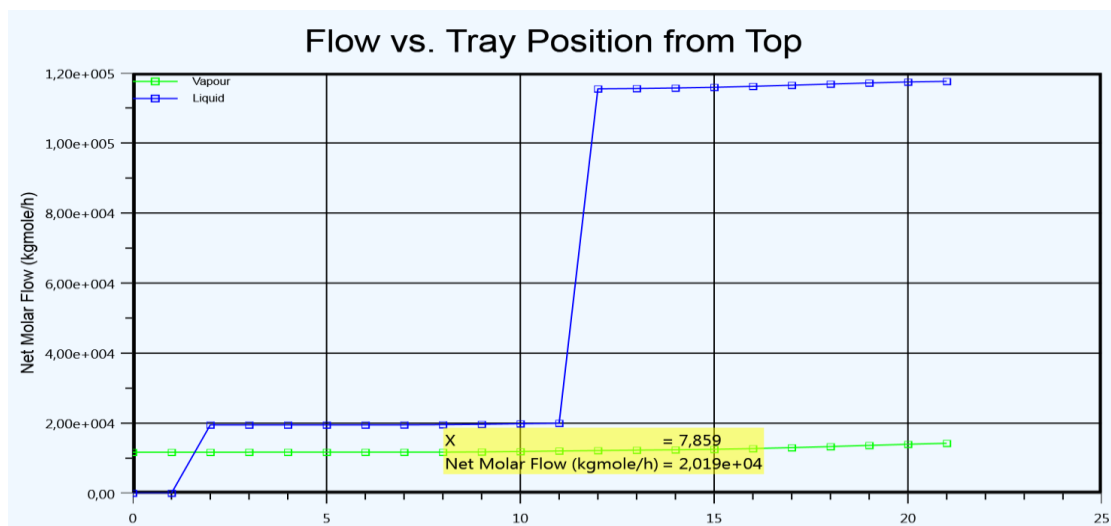


Figure III.9. Profil des débits obtenu par Hysys du cas design de C001.

D'après le graphique on constate que le débit molaire de la vapeur est presque stable le long de la colonne par contre le débit du liquide augmente brusquement au 13^{ème} plateau du fait que l'alimentation de solution semi-régénérée est introduite dans ce dernier.

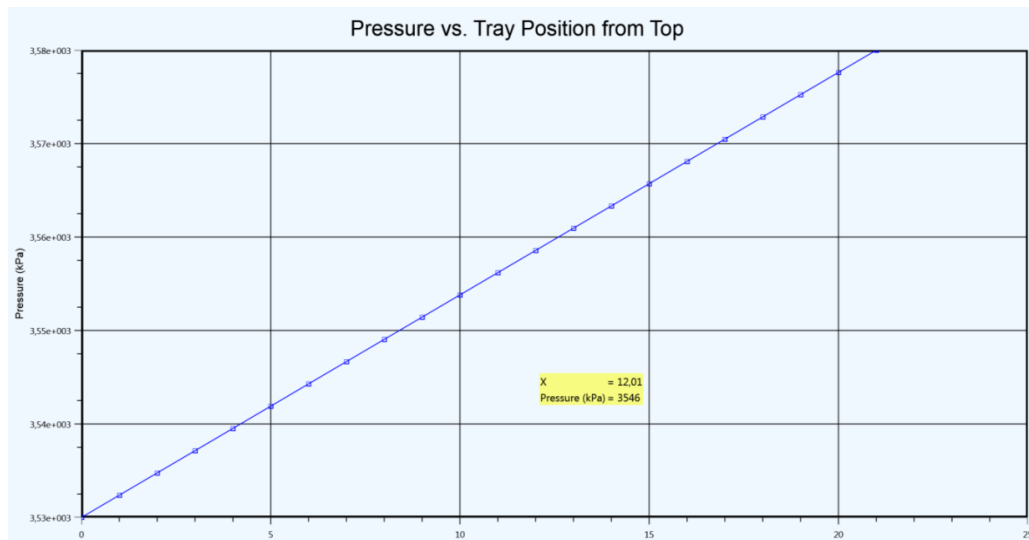


Figure III.10. Profil de pression obtenu par Hysys du cas design de C001.

En observant le profil de pression le long de l'absorbeur, on peut remarquer une faible perte de charge; ce qui nous montre qu'il y a une circulation parfaite du liquide et de la vapeur à travers le garnissage.

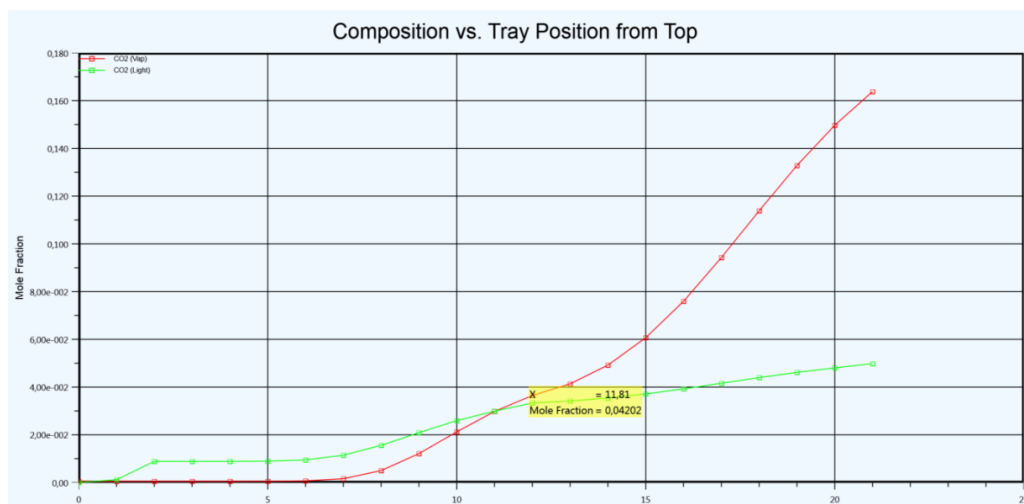


Figure III.11. Profil de fraction molaire du CO₂ obtenu par Hysys du cas design de C001.

On relie les graphes précédents à ce graphe qui présente la fraction molaire de CO₂ dans le gaz de synthèse le long de l'absorbeur; on peut argumenter la diminution importante de fraction molaire du CO₂ dans la zone inférieure de la colonne au grand débit de la solution semi-régénérée introduite dans cette zone, ce qui absorbe une grande quantité de dioxyde de carbone, par contre la quantité de CO₂ absorbée dans la zone supérieure est moindre à celle absorbée dans la zone inférieure de la colonne mais dans cette zone la fraction de CO₂ atteint une valeur mini grâce aux températures basses et concertation du solution régénéré, ce qui

favorise l'absorption de faible quantité du dioxyde de carbone, et nous permet d'extraire le maximum de CO₂ et d'avoir un gaz traité à 500 ppm en dioxyde de carbone.

La fraction molaire de CO₂ diminue d'une façon régulière du haut au bas de la colonne de stripping, 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.

On conclure que les résultats de la simulation et les résultats du design sont semblables, on peut compter sur cette simulation pour étudier le cas actuel et proposer des solutions pour résoudre l'instabilité de l'unité.

La simulation nous a permis d'étudier les différents profils (température, débit, fraction molaire de CO₂) et confirmer la stabilité de l'unité dans les paramètres de fonctionnement design.

III.8.8. Vérification du cas actuel

III.8.8.1. 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 III.12. Paramètres de fonctionnement de l'absorbeur 205C001 du cas actuel.

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

III.8.8.1.1. Les résultats obtenus par simulation du cas actuel de l'absorbeur 205C001

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

Tableau III.13. Paramètres de sortie du cas actuel et de la simulation de C001 (annexe D).

Paramètres	Actuel	Simulation par ACID PK	Erreur %
Débit de gaz sorti de C001 kg/h	119830	106000	11,54
Température de tête (°C)	60	59,74	0,43
Température de fond (°C)	95,51	96,56	1,10
Composition de (CO ₂) tête (%) molaire	0,05	0,047	6,00
Pression tête (bar)	35,3	35,3	0,00
Pression fond (bar)	35,8	35,8	0,00

Nous remarquons 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.

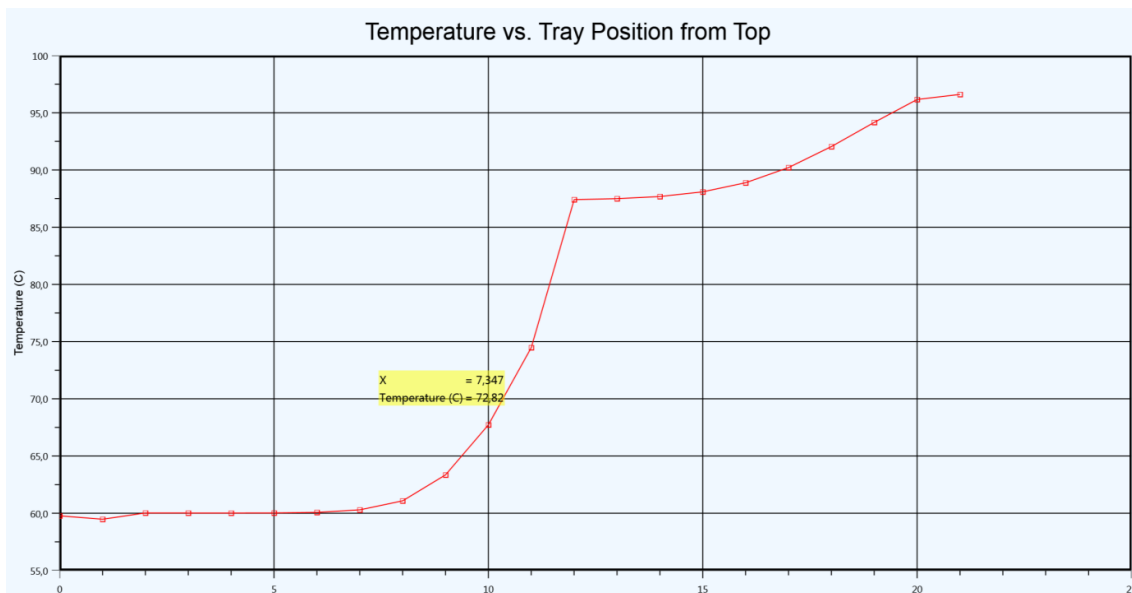


Figure III.12. Profil de température obtenu par ASPEN HYSYS V8.8 du cas actuel de C001.

A partir de l'allure du graphe on remarque que la température varie d'une façon irrégulière, cette dernière diminue doucement du vingtième au douzième étage et chute brusquement du douzième au septième étage ce qui ne favorise pas une bonne absorption, et

cause le déséquilibre entre les deux phases liquide-vapeur et cela est due à la température élevée de l'alimentation en deux solutions régénéré et semi-régénéré.

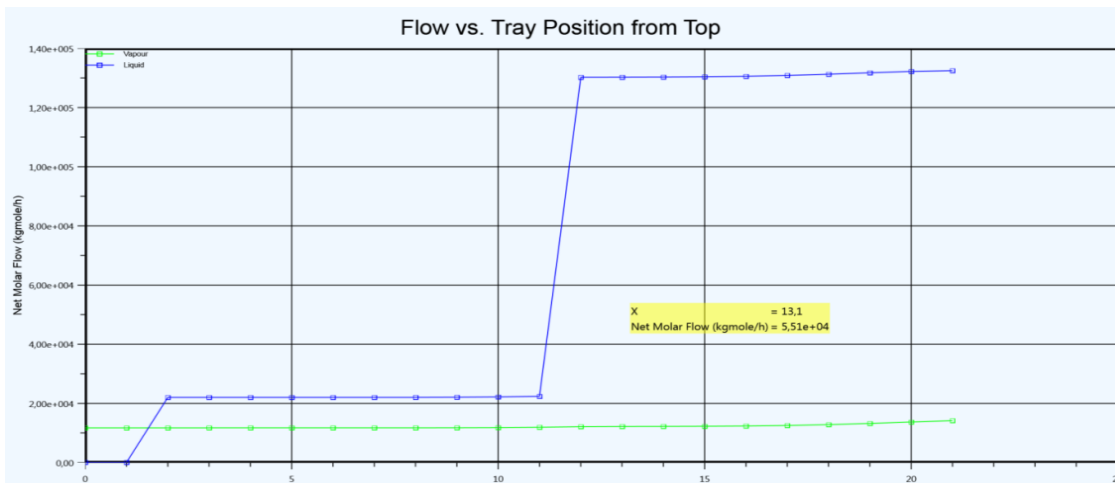


Figure III.13. Profil des débits obtenu par ASPEN HYSYS V8.8 du cas actuel de C001.

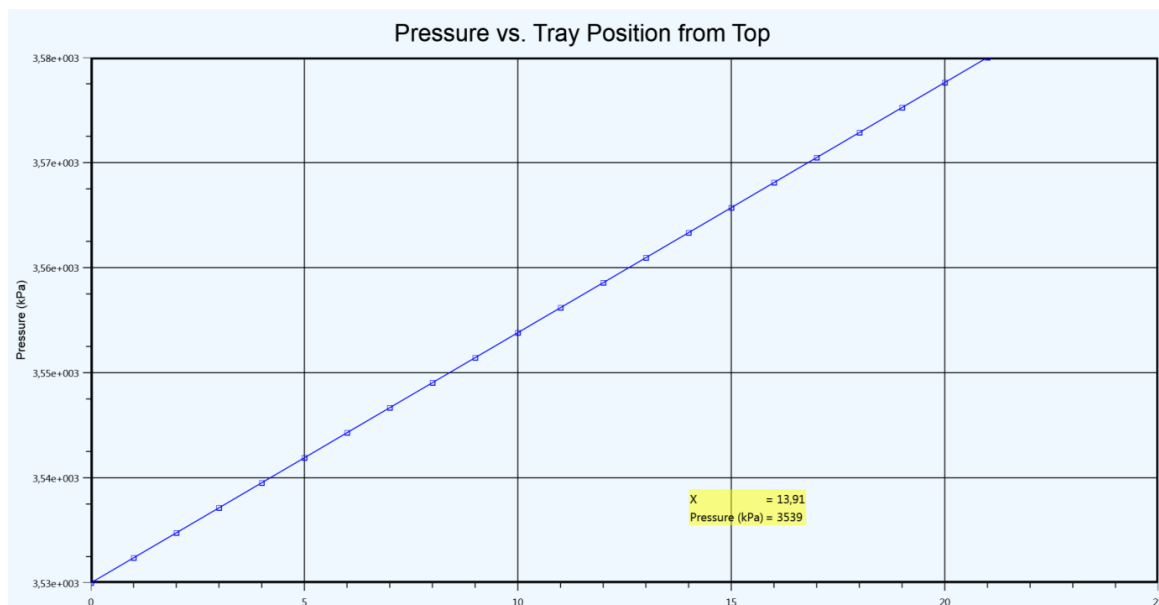


Figure III.14. Profil de pression obtenu par ASPEN HYSYS du cas actuel de C001.

La pression varie d'une façon régulière malgré l'augmentation de débit de l'aMDEA ce qui montre que les débits actuel fluent pas les pertes de charge le long de la colonne.

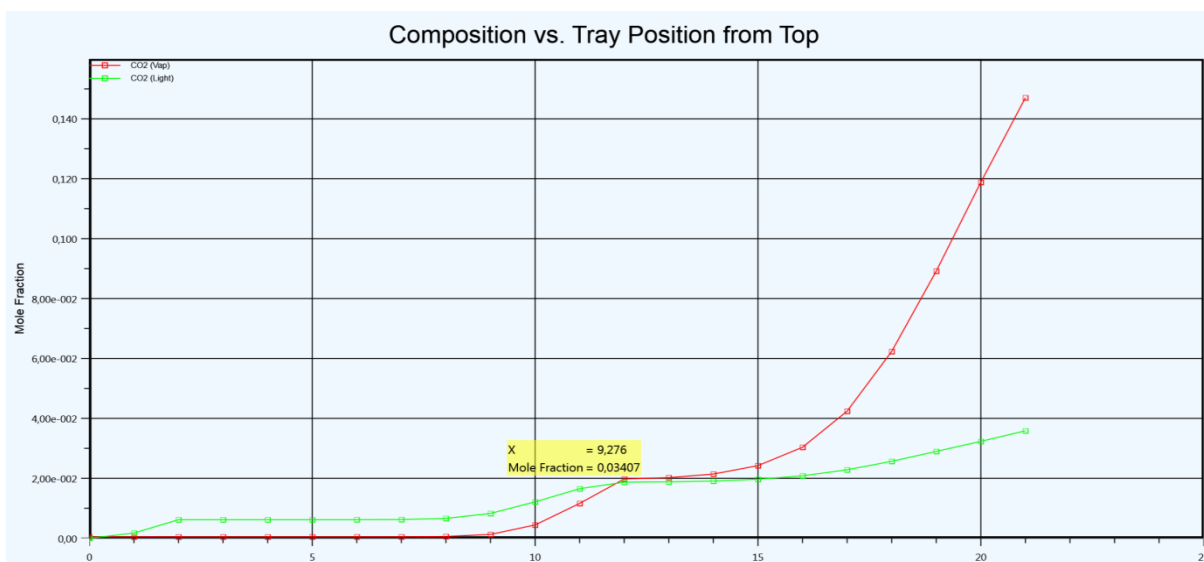


Figure III.15. Profil de fraction molaire du CO₂ obtenu par Hysys du cas actuel de C001.

On peut remarquer que la variation de la fraction molaire de CO₂ dans le gaz de synthèse est irrégulière surtout dans le douzième, treizième et le quatorzième étage, et ça est due à la température élevée de la solution semi-régénérée, cette température favorise une libération de CO₂ dans ces plateaux, ce qui exige de trouver une solution fiable pour la contrôler.

Après l'étude des deux cas actuel et design, on constate que les températures et les débits très élevés des solutions (régénérer et semi-régénéré) utilisés dans l'absorbeur influent la performance de captage du CO₂ 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 capacités d'aspiration des pompes et risque de manifester un déclenchement d'urgence et interrompe 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.

Pour cela il faut réparer l'échangeur 205E003 pour contrôler la température de la tête de la colonne, et on propose aussi d'ajouter un échangeur qui contrôle la température de solution semi-régénérée à 75°C.

CONCLUSION

Conclusion

Ce travail est inscrit dans le cadre d'une étude technique pour une amélioration et vérification des performances de l'unité de décarbonatation au niveau du complexe de production des fertilisants SORFERT.

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

Après avoir vérifié 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 et on a obtenu les résultats suivants:

- Le profil de température est instable le long de l'absorbeur 205C001.
- La fraction de CO_2 varie d'une façon irrégulière le long de l'absorbeur 205C001 due aux températures élevées des solutions.
- Les pertes de charge sont acceptables dans l'absorbeur malgré l'augmentation des débits de solution.
- Les colonnes de régénération 205C002 et 205C003 sont affectées par la température élevée de l'aMDEA
- Le stripper fonctionne d'une façon normale mais le taux de CO_2 dans la solution régénérée est inférieur aux taux recommandés par le design.

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

La réparation de l'échangeur 205E003 est une obligation pour mettre en contrôle la température de la solution régénérée.

REFERENCES

REFERENCES

- [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
- [3] A. Matthews, « Les contacteur industriel des deux phase liquide vapeur » Thèse de doctorat en génie chimique de l'Université de Michigan en 2014
- [4] Fiche Technique de l'aMDEA (BASF)
- [5] Les analyses référence HG9803 effectué par The Dow Chemical Company le 09/02/2016
- [6] Hook, R. J. (1997). An Investigation of Some Sterically Hindered Amines as Potential Carbon Dioxide Scrubbing Compounds. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 36(5), 1779–1790.
- [7] Mathonat, C., Majer, V., Mather, A. E., & Grolier, J.-P. E. (1997). Enthalpies of absorption and solubility of CO₂ in aqueous solutions of methyldiethanolamine. *Fluid Phase Equilibria*, 140(1-2), 171–182.
- [8] Bishnoi, S., & Rochelle, G. T. (2000). Absorption of carbon dioxide into aqueous piperazine: reaction kinetics, mass transfer and solubility. *Chemical Engineering Science*, 55(22), 5531–5543.
- [9] Kohl, A. L. and R. B. Nielsen (1997). *Gas Purification* (5th edition), Gulf Professional Publishing, ISBN 978-0-8841-5220-0, Texas.
- [10] 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.
- [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

ANNEXE B

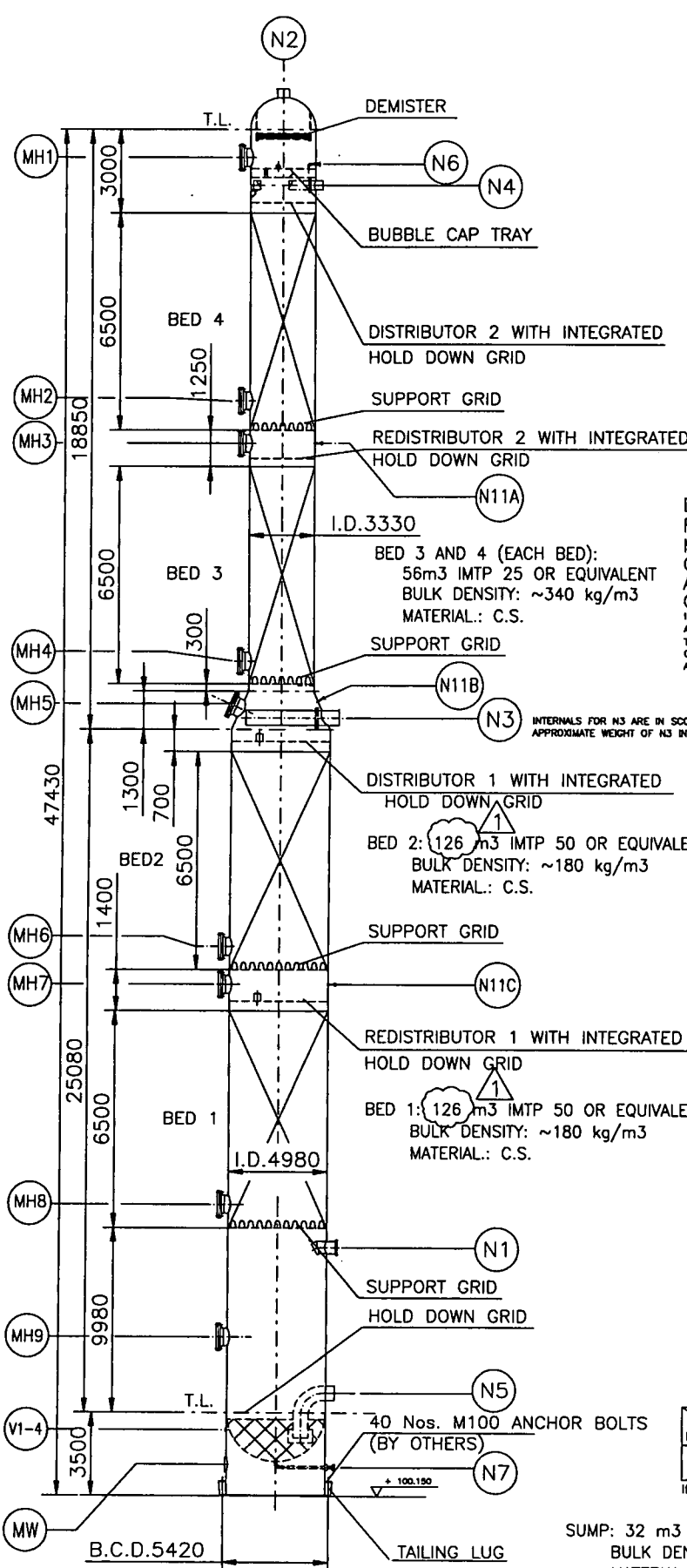
PRINCIPLE SKETCH

Absorber

TON
105C001

Item

Rev. 01



Nozzle Lengths (Upper Part)

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

If not otherwise indicated in the sketches

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

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

Nozzle Lengths (Lower Part)

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

If not otherwise indicated in the sketches

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

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

26.11.07 10:30:03

Technical Specification

Support grids for Absorber

Absorber: Internals & Trays

TON 105C001-Z10

Item

Rev. 01

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

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

*RMSR25-4 will be delivered by Rauschert

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

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

for welded parts Type 304L

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

DETAIL (LOWER PART)

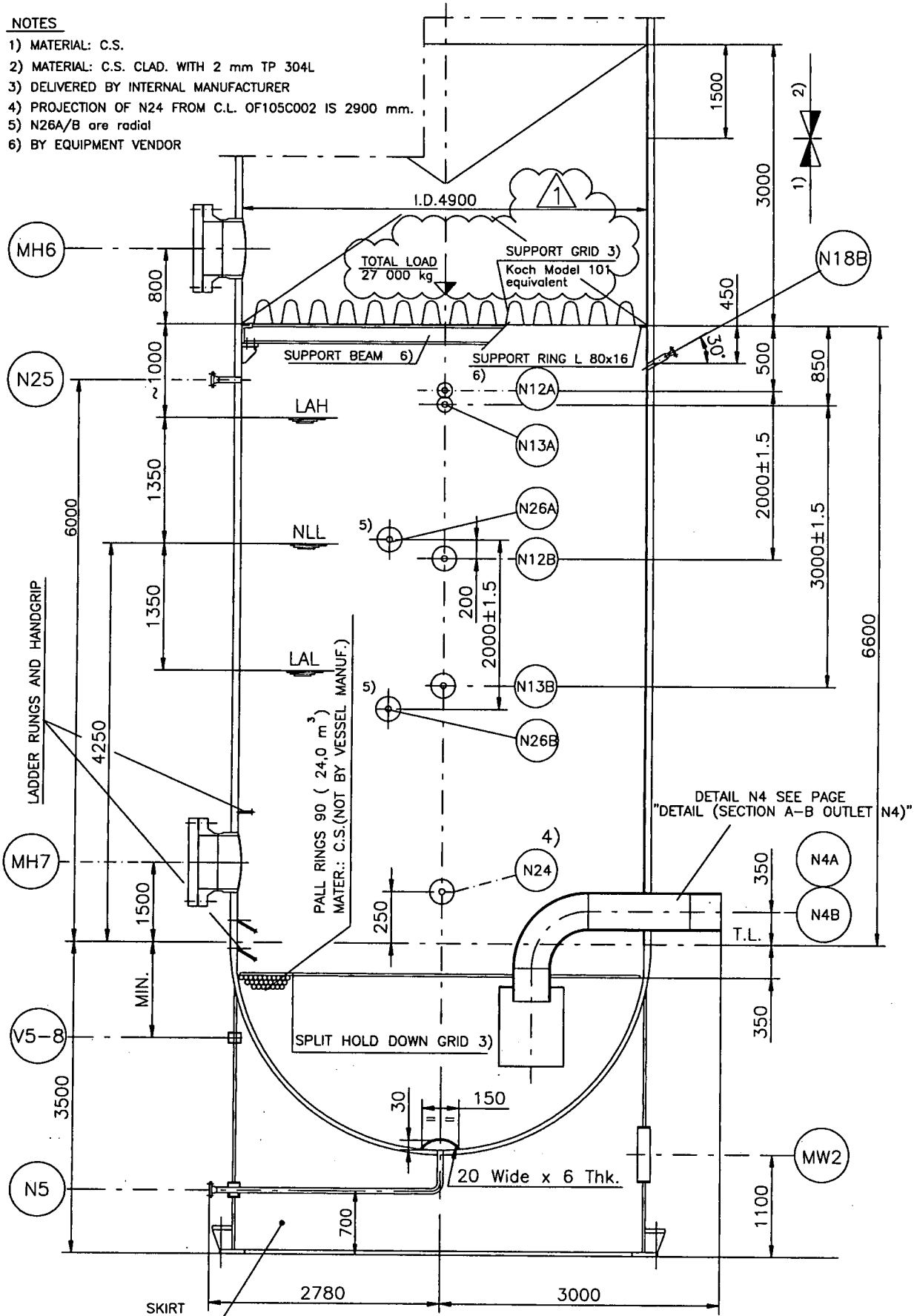
TON
105C002

HP Flash Vessel (incl. LP Flash Vessel)

Item
Rev. 01

NOTES

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



26.11.07 13:03:20

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

Technical Specification

TON 105C002-Z10

Support grids for HP Flash Vessel

Item

Trays, Internals for HP Vessel

Rev. 01

Design:

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

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

Scope of supply :

Complete support grids with clamps.

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

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

Excluding support rings.

Support beam design (if required).

Manufacturer drawings with part list.

Assembly instructions.

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

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

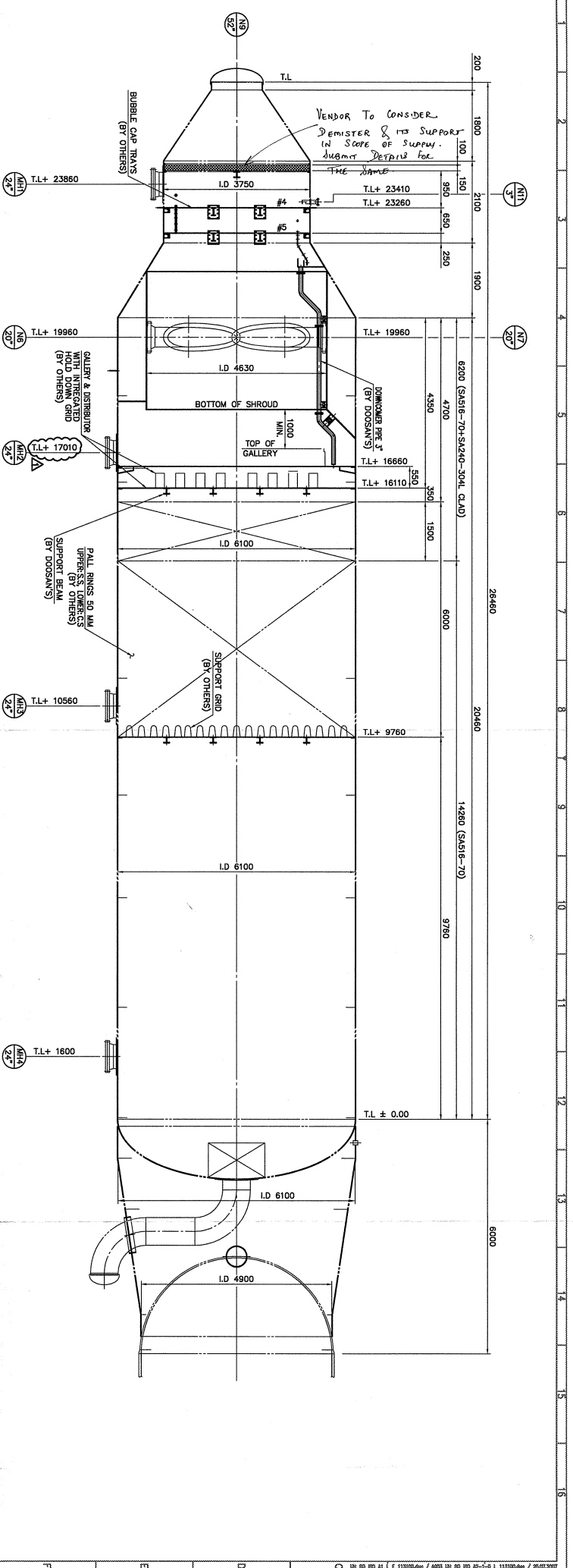
Spare parts : additional 10 % of bolts, nuts and spring washers.

Each grid is to be clamped to the support ring.

Bolts min M10 material Type 304

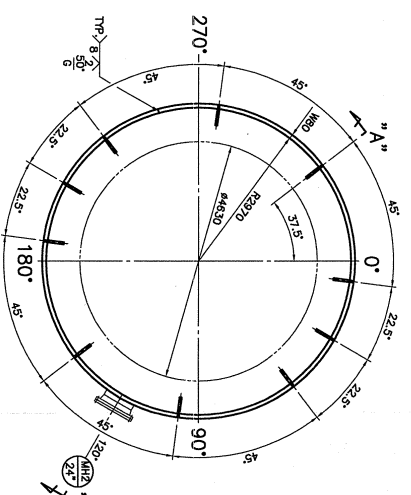
*1) to be given by vendor with foundation loads.

For bolting screw locking device shall be used.

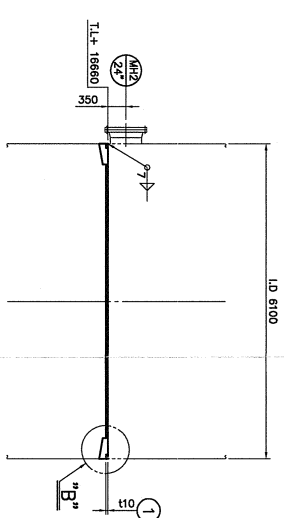


Vendor to consider demister in scope of supply.

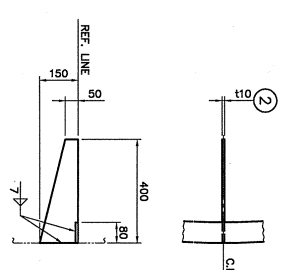
ELEVATION VIEW
S : 1/60



PLAN OF CONNECTION SUPPORT RING FOR FLASH GALLERY
S : 1/60



SECTION "A" - "A"
S : 1/60



DETAIL "B"
S : 1/60

NO	DESCRIPTION	QTY	UNIT	REMARKS
1	SUPPORT FLATE	102	SA240-304L	110
2	SUPPORT RING	1x2	SA240-304L	110
3	SUPPORT RING	8x8	SA240-304L	110
4	SUPPORT RING	8x8	SA240-304L	110
5	SUPPORT RING	8x8	SA240-304L	110
6	SUPPORT RING	8x8	SA240-304L	110
7	SUPPORT RING	8x8	SA240-304L	110
8	SUPPORT RING	8x8	SA240-304L	110
9	SUPPORT RING	8x8	SA240-304L	110
10	SUPPORT RING	8x8	SA240-304L	110
11	SUPPORT RING	8x8	SA240-304L	110
12	SUPPORT RING	8x8	SA240-304L	110
13	SUPPORT RING	8x8	SA240-304L	110
14	SUPPORT RING	8x8	SA240-304L	110
15	SUPPORT RING	8x8	SA240-304L	110
16	SUPPORT RING	8x8	SA240-304L	110
17	SUPPORT RING	8x8	SA240-304L	110
18	SUPPORT RING	8x8	SA240-304L	110
19	SUPPORT RING	8x8	SA240-304L	110
20	SUPPORT RING	8x8	SA240-304L	110
21	SUPPORT RING	8x8	SA240-304L	110
22	SUPPORT RING	8x8	SA240-304L	110
23	SUPPORT RING	8x8	SA240-304L	110
24	SUPPORT RING	8x8	SA240-304L	110
25	SUPPORT RING	8x8	SA240-304L	110
26	SUPPORT RING	8x8	SA240-304L	110
27	SUPPORT RING	8x8	SA240-304L	110
28	SUPPORT RING	8x8	SA240-304L	110
29	SUPPORT RING	8x8	SA240-304L	110
30	SUPPORT RING	8x8	SA240-304L	110

DOOSAN

APPROVED AS NOTED

THIS APPROVAL IS VALID FOR THE PROJECT AND SPECIFICATION ONLY. IT DOES NOT COVER ANY OTHER PROJECTS OR SPECIFICATIONS.

APPROVED BY: [Signature]

DATE: 11/11/2007

PROJECT: 11-3100

DOOSAN MECHANICAL

NO	DESCRIPTION	QTY	UNIT	REMARKS
1	SUPPORT FLATE	102	SA240-304L	110
2	SUPPORT RING	1x2	SA240-304L	110
3	SUPPORT RING	8x8	SA240-304L	110
4	SUPPORT RING	8x8	SA240-304L	110
5	SUPPORT RING	8x8	SA240-304L	110
6	SUPPORT RING	8x8	SA240-304L	110
7	SUPPORT RING	8x8	SA240-304L	110
8	SUPPORT RING	8x8	SA240-304L	110
9	SUPPORT RING	8x8	SA240-304L	110
10	SUPPORT RING	8x8	SA240-304L	110
11	SUPPORT RING	8x8	SA240-304L	110
12	SUPPORT RING	8x8	SA240-304L	110
13	SUPPORT RING	8x8	SA240-304L	110
14	SUPPORT RING	8x8	SA240-304L	110
15	SUPPORT RING	8x8	SA240-304L	110
16	SUPPORT RING	8x8	SA240-304L	110
17	SUPPORT RING	8x8	SA240-304L	110
18	SUPPORT RING	8x8	SA240-304L	110
19	SUPPORT RING	8x8	SA240-304L	110
20	SUPPORT RING	8x8	SA240-304L	110
21	SUPPORT RING	8x8	SA240-304L	110
22	SUPPORT RING	8x8	SA240-304L	110
23	SUPPORT RING	8x8	SA240-304L	110
24	SUPPORT RING	8x8	SA240-304L	110
25	SUPPORT RING	8x8	SA240-304L	110
26	SUPPORT RING	8x8	SA240-304L	110
27	SUPPORT RING	8x8	SA240-304L	110
28	SUPPORT RING	8x8	SA240-304L	110
29	SUPPORT RING	8x8	SA240-304L	110
30	SUPPORT RING	8x8	SA240-304L	110

Doosan Mecatec

11-3100

SC-UD-T101.00012-028

SO-UD-T101.00012-028

105 1040 1050003

1/1

Sortert Fertiliser Complex

1050003/2090003 FOR BOM

LP FLASH VESSEL

INTERNAL SUPPORT DETAIL (1/4)

07/0091-03-09

Unde

2007

SEE DWG. 14

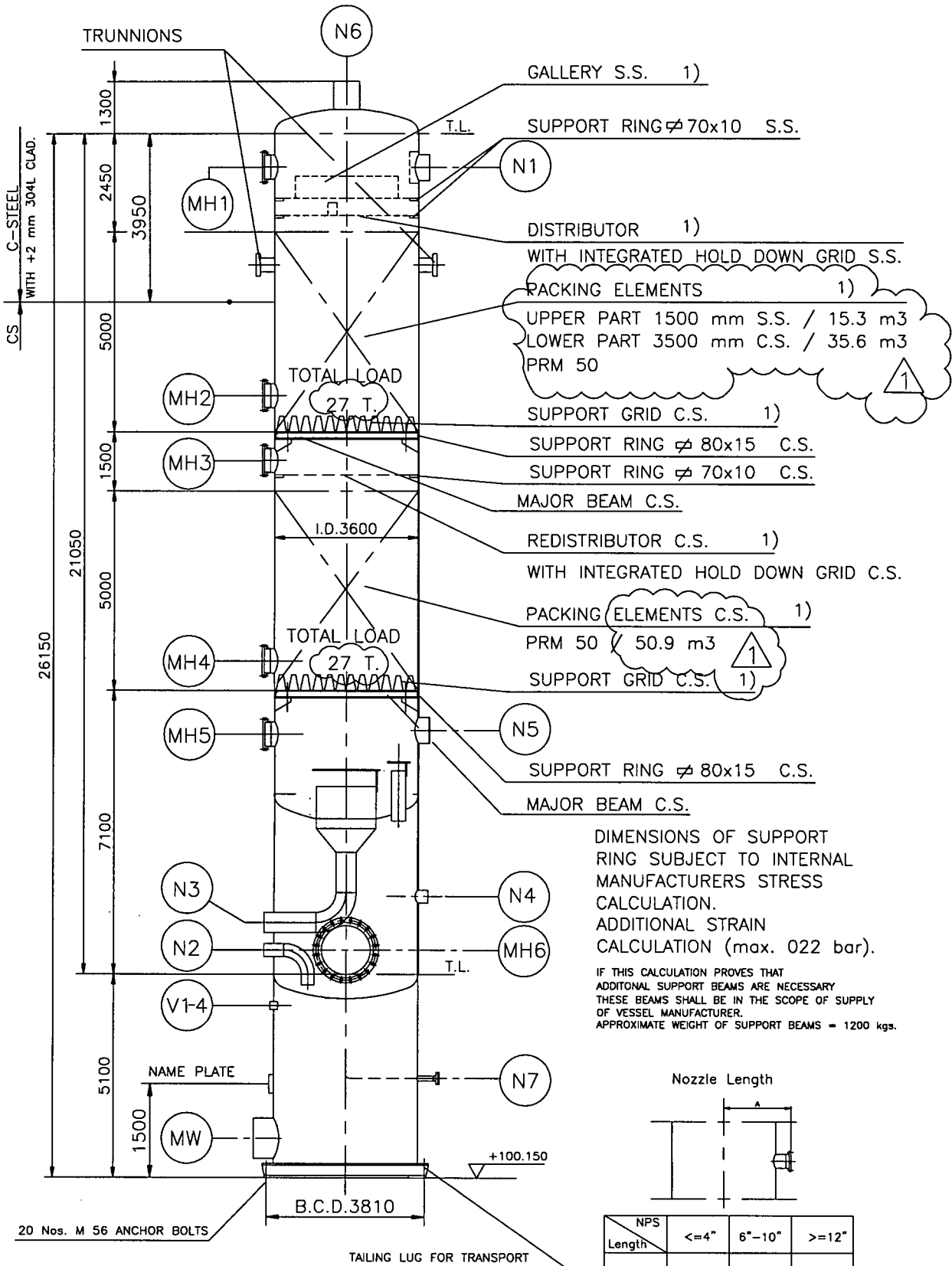
PRINCIPLE SKETCH

TON
105C004

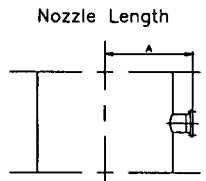
Stripper

Item

Rev. 01



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



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


If not otherwise indicated in the principle sketch!

Notes:
1) Delivery by internal Manufacturer

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

26.11.07 11:44:46

ANNEXE C

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Design Simulation Results.hsc
2		Unit Set: SI
3		Date/Time:
4		
5		

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	Recycle	RCY-2
semi	13__ Main Tower	Recycle	RCY-1

Outlet Stream

STREAM NAME	Stage	TO UNIT OPERATION	
sweet	1__ Main Tower	Separator	Sep.205F002
liqq	22__ Main Tower	Valve	VLV2055B

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

RATING

Tray Sections

Tray Section	Main Tower		
Tray Diameter (m)	1.500		
Weir Height (m)	5.000e-002	*	
Weir Length (m)	1.200	*	
Tray Space (m)	0.6096		
Tray Volume (m3)	0.8836		
Disable Heat Loss Calculations	No		
Heat Model	Simple		
Rating Calculations	No		
Tray Hold Up (m3)	8.836e-002		

CONDITIONS

Name	Eau.Lav @Main	To 205C001 @Main	Sol.Reg @Main	Sol.Semi.Reg @Main
Vapour	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	100.0000 *	70.0000	50.0124 *	72.6236 *



Company Name Not Available
Bedford, MA
USA

Case Name: Design Simulation Results.hsc

Unit Set: SI

Date/Time:

Absorber: T-100 @Main (continued)

CONDITIONS

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

SUMMARY

Flow Basis: Molar The composition option is selected

Feed Composition

	water	line	semi	
33	Flow Rate (kgmole/h)	55.4017	2.011692e+04	9.724346e+04
34		---	---	---
35	Methane	0.0000	0.0000	0.0000
36	CO2	0.0000	0.0089	0.0334
37	CO	0.0000	0.0000	0.0000
38	Argon	0.0000	0.0000	0.0000
39	Hydrogen	0.0000	0.0000	0.0000
40	Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000
41	H2O	1.0000	0.9033	0.8830
42	MDEthnlAmine	0.0000	0.0823	0.0783
43	Piperazine	0.0000	0.0056	0.0053
44	H2S	0.0000	0.0000	0.0000


to c01

46	Flow Rate (kgmole/h)	1.444488e+04		
47		---		
48	Methane	0.0052		
49	CO2	0.1773		
50	CO	0.0033		
51	Argon	0.0025		
52	Hydrogen	0.5927		
53	Nitrogen	0.2090		
54	H2O	0.0100		
55	MDEthnlAmine	0.0000		
56	Piperazine	0.0000		
57	H2S	0.0000		

Flow Basis: Molar The composition option is selected

Feed Flows

	water	line	semi	
61	Flow Rate (kgmole/h)	55.4017	2.011692e+04	9.724346e+04
62		---	---	---
63	Methane (kgmole/h)	0.0000	0.0000	0.0000
64	CO2 (kgmole/h)	0.0000	178.6787	3.251365e+03
65	CO (kgmole/h)	0.0000	0.0000	0.0000
66	Argon (kgmole/h)	0.0000	0.0000	0.0009
67	Hydrogen (kgmole/h)	0.0000	0.0000	0.0000
68	Nitrogen (kgmole/h)	0.0000	0.0000	0.0000

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Design Simulation Results.hsc
2		Unit Set: SI
3		Date/Time: <input type="text"/>
4		
5		

Absorber: T-100 @Main (continued)

SUMMARY

	water	line	semi
12 H2O (kgmole/h)	55.4017	1.817159e+04	8.586512e+04
13 MDEthnlAmine (kgmole/h)	0.0000	1.654741e+03	7.612396e+03
14 Piperazine (kgmole/h)	0.0000	111.9168	514.5845
15 H2S (kgmole/h)	0.0000	0.0000	0.0000
16	to c01		
17 Flow Rate (kgmole/h)	1.444488e+04		
18	---		
19 Methane (kgmole/h)	75.7935		
20 CO2 (kgmole/h)	2.561244e+03		
21 CO (kgmole/h)	47.1922		
22 Argon (kgmole/h)	35.7512		
23 Hydrogen (kgmole/h)	8.561801e+03		
24 Nitrogen (kgmole/h)	3.018868e+03		
25 H2O (kgmole/h)	144.2350		
26 MDEthnlAmine (kgmole/h)	0.0000		
27 Piperazine (kgmole/h)	0.0000		
28 H2S (kgmole/h)	0.0000		

Products

30 Flow Basis:	Molar	The composition option is selected
----------------	-------	------------------------------------

Product Compositions

	sweet	liqq
33 Flow Rate (kgmole/h)	1.171525e+04	1.201454e+05
34	---	---
35 Methane	0.0064	0.0000
36 CO2	0.0005	0.0498
37 CO	0.0040	0.0000
38 Argon	0.0010	0.0002
39 Hydrogen	0.7273	0.0003
40 Nitrogen	0.2569	0.0001
41 H2O	0.0039	0.8672
42 MDEthnlAmine	0.0000	0.0771
43 Piperazine	0.0000	0.0052
44 H2S	0.0000	0.0000

45 Flow Basis:	Molar	The composition option is selected
----------------	-------	------------------------------------


Product Flows

	sweet	liqq
48 Flow Rate (kgmole/h)	1.171525e+04 *	1.201454e+05 *
49	---	---
50 Methane (kgmole/h)	75.2147 *	---
51 CO2 (kgmole/h)	5.9517 *	---
52 CO (kgmole/h)	47.0004 *	---
53 Argon (kgmole/h)	11.5350 *	---
54 Hydrogen (kgmole/h)	8.520101e+03 *	---
55 Nitrogen (kgmole/h)	3.009753e+03 *	---
56 H2O (kgmole/h)	45.6948 *	---
57 MDEthnlAmine (kgmole/h)	0.0000 *	---
58 Piperazine (kgmole/h)	0.0000 *	---
59 H2S (kgmole/h)	0.0000 *	---

60 Flow Basis:	Molar	The composition option is selected
----------------	-------	------------------------------------

Product Recoveries

	sweet	liqq
63 Flow Rate (kgmole/h)	1.171525e+04	1.201454e+05
64	---	---
65 Methane (%)	99.2364	0.0000
66 CO2 (%)	0.0993	0.0000
67 CO (%)	99.5937	0.0000
68 Argon (%)	32.2638	0.0000

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Design Simulation Results.hsc
2		Unit Set: SI
3		Date/Time: <input type="text"/>
4		
5		

Absorber: T-100 @Main (continued)

SUMMARY

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

COLUMN PROFILES

Reflux Ratio: 4.641e-003	Reboil Ratio: ---	The Flows Option is Selected	Flow Basis: Molar
--------------------------	-------------------	------------------------------	-------------------

Column Profiles Flows

	Temp (C)	Pres (kPa)	Net Liq (kgmole/h)	Net Vap (kgmole/h)	Net Feed (kgmole/h)	Net Draws (kgmole/h)	Duty (kJ/h)
23							
24	1__ Main Tower	50.1	3530	54.37	---	55.40	1.172e+004
25	2__ Main Tower	49.6	3532	51.09	1.171e+004	---	---
26	3__ Main Tower	50.0	3535	2.018e+004	1.171e+004	2.012e+004	---
27	4__ Main Tower	50.0	3537	2.018e+004	1.172e+004	---	---
28	5__ Main Tower	50.1	3540	2.018e+004	1.172e+004	---	---
29	6__ Main Tower	50.4	3542	2.019e+004	1.173e+004	---	---
30	7__ Main Tower	51.3	3544	2.020e+004	1.173e+004	---	---
31	8__ Main Tower	53.5	3547	2.025e+004	1.174e+004	---	---
32	9__ Main Tower	57.3	3549	2.035e+004	1.179e+004	---	---
33	10__ Main Tower	61.8	3551	2.048e+004	1.189e+004	---	---
34	11__ Main Tower	66.0	3554	2.060e+004	1.202e+004	---	---
35	12__ Main Tower	69.4	3556	2.070e+004	1.214e+004	---	---
36	13__ Main Tower	72.4	3559	1.181e+005	1.224e+004	9.724e+004	---
37	14__ Main Tower	73.0	3561	1.182e+005	1.237e+004	---	---
38	15__ Main Tower	73.9	3563	1.183e+005	1.248e+004	---	---
39	16__ Main Tower	75.1	3566	1.186e+005	1.265e+004	---	---
40	17__ Main Tower	76.5	3568	1.188e+005	1.287e+004	---	---
41	18__ Main Tower	78.1	3570	1.192e+005	1.315e+004	---	---
42	19__ Main Tower	79.7	3573	1.195e+005	1.346e+004	---	---
43	20__ Main Tower	81.1	3575	1.197e+005	1.376e+004	---	---
44	21__ Main Tower	82.3	3578	1.200e+005	1.405e+004	---	---
45	22__ Main Tower	82.6	3580	---	1.429e+004	1.444e+004	1.201e+005

Column Profiles Energy

	Temperature (C)	Liq Enthalpy (kJ/kgmole)	Vap Enthalpy (kJ/kgmole)	Heat Loss (kJ/h)
47				
48				
49	1__ Main Tower	50.08	-2.837e+005	-1347
50	2__ Main Tower	49.64	-2.839e+005	-1338
51	3__ Main Tower	50.02	-2.987e+005	-1261
52	4__ Main Tower	50.04	-2.987e+005	-1261
53	5__ Main Tower	50.11	-2.987e+005	-1264
54	6__ Main Tower	50.38	-2.987e+005	-1278
55	7__ Main Tower	51.26	-2.987e+005	-1353
56	8__ Main Tower	53.50	-2.988e+005	-1737
57	9__ Main Tower	57.31	-2.991e+005	-3156
58	10__ Main Tower	61.80	-2.995e+005	-6089
59	11__ Main Tower	65.98	-2.998e+005	-9827
60	12__ Main Tower	69.41	-3.001e+005	-1.337e+004
61	13__ Main Tower	72.44	-3.002e+005	-1.617e+004
62	14__ Main Tower	73.03	-3.002e+005	-1.813e+004
63	15__ Main Tower	73.90	-3.003e+005	-2.127e+004
64	16__ Main Tower	75.07	-3.005e+005	-2.586e+004
65	17__ Main Tower	76.51	-3.007e+005	-3.197e+004
66	18__ Main Tower	78.10	-3.009e+005	-3.929e+004
67	19__ Main Tower	79.68	-3.011e+005	-4.713e+004
68	20__ Main Tower	81.12	-3.013e+005	-5.473e+004



Company Name Not Available
Bedford, MA
USA

Case Name: Design Simulation Results.hsc

Unit Set: SI

Date/Time:

Absorber: T-100 @Main (continued)


COLUMN PROFILES

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

FEEDS / PRODUCTS

Flow Basis:		Molar						
	Stream	Type	Duty (kJ/h)	State	Flows (kgmole/h)	Enthalpy (kJ/kgmole)	Temp (C)	
1__Main Tower	water	Feed	---	Liquid	55.4	* -2.8e+005	* 100.00	
	sweet	Draw	---	Vapour	1.17e+004	* -1.3e+003	* 50.08	
2__Main Tower								
3__Main Tower	line	Feed	---	Liquid	2.01e+004	* -3.0e+005	* 50.01	
4__Main Tower								
5__Main Tower								
6__Main Tower								
7__Main Tower								
8__Main Tower								
9__Main Tower								
10__Main Tower								
11__Main Tower								
12__Main Tower								
13__Main Tower	semi	Feed	---	Liquid	9.72e+004	* -3.0e+005	* 72.62	
14__Main Tower								
15__Main Tower								
16__Main Tower								
17__Main Tower								
18__Main Tower								
19__Main Tower								
20__Main Tower								
21__Main Tower								
22__Main Tower	to c01	Feed	---	Vapour	1.44e+004	* -7.2e+004	* 70.00	
	liqq	Draw	---	Liquid	1.20e+005	* -3.0e+005	* 82.61	

ANNEXE D

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Actual Simulation Results.hsc
2		Unit Set: SI
3		Date/Time: <input type="text"/>
4		
5		

Absorber: Abs.205C001 @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	Recycle	RCY-2
semi	13__ Main Tower	Recycle	RCY-1

Outlet Stream

STREAM NAME	Stage	TO UNIT OPERATION	
sweet	1__ Main Tower	Separator	Sep.205F002
liqq	22__ Main Tower	Valve	VLV2055B

PROFILES

General Parameters

Sub-Flow Sheet:	Abs.205C001 (COL1)	Number of Stages:	22 *
-----------------	--------------------	-------------------	------

Profile Estimates

	Temperature (C)	Net Liquid (kgmole/h)	Net Vapour (kgmole/h)	
28	1__ Main Tower	59.74	54.27	1.173e+004
29	2__ Main Tower	59.44	49.48	1.173e+004
30	3__ Main Tower	59.99	2.196e+004	1.173e+004
31	4__ Main Tower	59.99	2.196e+004	1.174e+004
32	5__ Main Tower	60.00	2.196e+004	1.174e+004
33	6__ Main Tower	60.04	2.196e+004	1.174e+004
34	7__ Main Tower	60.25	2.197e+004	1.174e+004
35	8__ Main Tower	60.99	2.198e+004	1.174e+004
36	9__ Main Tower	63.11	2.203e+004	1.176e+004
37	10__ Main Tower	67.00	2.214e+004	1.181e+004
38	11__ Main Tower	71.80	2.229e+004	1.192e+004
39	12__ Main Tower	77.56	2.245e+004	1.206e+004
40	13__ Main Tower	88.02	1.311e+005	1.223e+004
41	14__ Main Tower	88.27	1.312e+005	1.233e+004
42	15__ Main Tower	88.70	1.313e+005	1.239e+004
43	16__ Main Tower	89.43	1.315e+005	1.249e+004
44	17__ Main Tower	90.53	1.317e+005	1.265e+004
45	18__ Main Tower	91.95	1.320e+005	1.290e+004
46	19__ Main Tower	93.58	1.324e+005	1.322e+004
47	20__ Main Tower	95.23	1.328e+005	1.359e+004
48	21__ Main Tower	96.64	1.331e+005	1.397e+004
49	22__ Main Tower	96.56	1.332e+005	1.430e+004

RATING

Tray Sections

Tray Section	Main Tower		
Tray Diameter (m)	1.500		
Weir Height (m)	5.000e-002	*	
Weir Length (m)	1.200	*	
Tray Space (m)	0.6096		
Tray Volume (m3)	0.8836		
Disable Heat Loss Calculations	No		
Heat Model	Simple		
Rating Calculations	No		
Tray Hold Up (m3)	8.836e-002		

CONDITIONS

Name	Eau.Lav @Main	TO ABS205C001 @Main	Sol.Reg @Main	Sol.Semi.Reg @Main
Vapour	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	100.0000 *	70.0000	59.9985 *	90.0064 *



Company Name Not Available
Bedford, MA
USA

Case Name: Actuel Simulation Results.hsc

Unit Set: SI

Date/Time:

Absorber: Abs.205C001 @Main (continued)

CONDITIONS

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

SUMMARY

Flow Basis: Molar The composition option is selected

Feed Composition

	water	line	semi	
33	Flow Rate (kgmole/h)	55.4017	2.189760e+04	1.085810e+05
34		---	---	---
35	Methane	0.0000	0.0000	0.0000
36	CO2	0.0000	0.0063	0.0213
37	CO	0.0000	0.0000	0.0000
38	Argon	0.0000	0.0000	0.0000
39	Hydrogen	0.0000	0.0000	0.0000
40	Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000
41	H2O	1.0000	0.8998	0.8879
42	MDEthnlAmine	0.0000	0.0880	0.0850
43	Piperazine	0.0000	0.0059	0.0057
44	H2S	0.0000	0.0000	0.0000


to c01

46	Flow Rate (kgmole/h)	1.444488e+04		
47		---		
48	Methane	0.0052		
49	CO2	0.1773		
50	CO	0.0033		
51	Argon	0.0025		
52	Hydrogen	0.5927		
53	Nitrogen	0.2090		
54	H2O	0.0100		
55	MDEthnlAmine	0.0000		
56	Piperazine	0.0000		
57	H2S	0.0000		

Flow Basis: Molar The composition option is selected

Feed Flows

	water	line	semi	
61	Flow Rate (kgmole/h)	55.4017	2.189760e+04	1.085810e+05
62		---	---	---
63	Methane (kgmole/h)	0.0000	0.0000	0.0000
64	CO2 (kgmole/h)	0.0000	138.0363	2.318147e+03
65	CO (kgmole/h)	0.0000	0.0000	0.0000
66	Argon (kgmole/h)	0.0000	0.0000	0.0002
67	Hydrogen (kgmole/h)	0.0000	0.0000	0.0000
68	Nitrogen (kgmole/h)	0.0000	0.0000	0.0000

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Actual Simulation Results.hsc
2		Unit Set: SI
3		Date/Time: <input type="text"/>
4		
5		

Absorber: Abs.205C001 @Main (continued)

SUMMARY

	water	line	semi
12 H2O (kgmole/h)	55.4017	1.970394e+04	9.641352e+04
13 MDEthnlAmine (kgmole/h)	0.0000	1.926016e+03	9.225522e+03
14 Piperazine (kgmole/h)	0.0000	129.6044	623.8391
15 H2S (kgmole/h)	0.0000	0.0000	0.0000
16	to c01		
17 Flow Rate (kgmole/h)	1.444488e+04		
18	---		
19 Methane (kgmole/h)	75.7935		
20 CO2 (kgmole/h)	2.561244e+03		
21 CO (kgmole/h)	47.1922		
22 Argon (kgmole/h)	35.7512		
23 Hydrogen (kgmole/h)	8.561801e+03		
24 Nitrogen (kgmole/h)	3.018868e+03		
25 H2O (kgmole/h)	144.2350		
26 MDEthnlAmine (kgmole/h)	0.0000		
27 Piperazine (kgmole/h)	0.0000		
28 H2S (kgmole/h)	0.0000		

Products

30 Flow Basis:	Molar	The composition option is selected
----------------	-------	------------------------------------

Product Compositions

	sweet	liqq
33 Flow Rate (kgmole/h)	1.173191e+04	1.332470e+05
34	---	---
35 Methane	0.0064	0.0000
36 CO2	0.0005	0.0376
37 CO	0.0040	0.0000
38 Argon	0.0011	0.0002
39 Hydrogen	0.7255	0.0004
40 Nitrogen	0.2564	0.0001
41 H2O	0.0061	0.8724
42 MDEthnlAmine	0.0000	0.0837
43 Piperazine	0.0000	0.0057
44 H2S	0.0000	0.0000

45 Flow Basis:	Molar	The composition option is selected
----------------	-------	------------------------------------


Product Flows

	sweet	liqq
48 Flow Rate (kgmole/h)	1.173191e+04 *	1.332470e+05 *
49	---	---
50 Methane (kgmole/h)	75.0889 *	---
51 CO2 (kgmole/h)	5.5213 *	---
52 CO (kgmole/h)	46.9677 *	---
53 Argon (kgmole/h)	12.5507 *	---
54 Hydrogen (kgmole/h)	8.511598e+03 *	---
55 Nitrogen (kgmole/h)	3.008083e+03 *	---
56 H2O (kgmole/h)	72.0990 *	---
57 MDEthnlAmine (kgmole/h)	0.0000 *	---
58 Piperazine (kgmole/h)	0.0000 *	---
59 H2S (kgmole/h)	0.0000 *	---

60 Flow Basis:	Molar	The composition option is selected
----------------	-------	------------------------------------

Product Recoveries

	sweet	liqq
63 Flow Rate (kgmole/h)	1.173191e+04	1.332470e+05
64	---	---
65 Methane (%)	99.0704	0.0000
66 CO2 (%)	0.1100	0.0000
67 CO (%)	99.5244	0.0000
68 Argon (%)	35.1053	0.0000

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Actual Simulation Results.hsc
2		Unit Set: SI
3		Date/Time: <input type="text"/>
4		
5		

Absorber: Abs.205C001 @Main (continued)

SUMMARY

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

COLUMN PROFILES

Reflux Ratio:	4.626e-003	Reboil Ratio:	---	The Flows Option is Selected	Flow Basis:	Molar
---------------	------------	---------------	-----	------------------------------	-------------	-------

Column Profiles Flows

	Temp (C)	Pres (kPa)	Net Liq (kgmole/h)	Net Vap (kgmole/h)	Net Feed (kgmole/h)	Net Draws (kgmole/h)	Duty (kJ/h)
23							
24	1__ Main Tower	59.7	3530	54.27	---	55.40	1.173e+004
25	2__ Main Tower	59.4	3532	49.48	1.173e+004	---	---
26	3__ Main Tower	60.0	3535	2.196e+004	1.173e+004	2.190e+004	---
27	4__ Main Tower	60.0	3537	2.196e+004	1.174e+004	---	---
28	5__ Main Tower	60.0	3540	2.196e+004	1.174e+004	---	---
29	6__ Main Tower	60.0	3542	2.196e+004	1.174e+004	---	---
30	7__ Main Tower	60.2	3544	2.197e+004	1.174e+004	---	---
31	8__ Main Tower	61.0	3547	2.198e+004	1.174e+004	---	---
32	9__ Main Tower	63.1	3549	2.203e+004	1.176e+004	---	---
33	10__ Main Tower	67.0	3551	2.214e+004	1.181e+004	---	---
34	11__ Main Tower	71.8	3554	2.229e+004	1.192e+004	---	---
35	12__ Main Tower	77.6	3556	2.245e+004	1.206e+004	---	---
36	13__ Main Tower	88.0	3559	1.311e+005	1.223e+004	1.086e+005	---
37	14__ Main Tower	88.3	3561	1.312e+005	1.233e+004	---	---
38	15__ Main Tower	88.7	3563	1.313e+005	1.239e+004	---	---
39	16__ Main Tower	89.4	3566	1.315e+005	1.249e+004	---	---
40	17__ Main Tower	90.5	3568	1.317e+005	1.265e+004	---	---
41	18__ Main Tower	92.0	3570	1.320e+005	1.290e+004	---	---
42	19__ Main Tower	93.6	3573	1.324e+005	1.322e+004	---	---
43	20__ Main Tower	95.2	3575	1.328e+005	1.359e+004	---	---
44	21__ Main Tower	96.6	3578	1.331e+005	1.397e+004	---	---
45	22__ Main Tower	96.6	3580	---	1.430e+004	1.444e+004	1.332e+005

Column Profiles Energy

	Temperature (C)	Liq Enthalpy (kJ/kgmole)	Vap Enthalpy (kJ/kgmole)	Heat Loss (kJ/h)
47				
48				
49	1__ Main Tower	59.74	-2.830e+005	-1590
50	2__ Main Tower	59.44	-2.833e+005	-1575
51	3__ Main Tower	59.99	-2.983e+005	-1462
52	4__ Main Tower	59.99	-2.983e+005	-1461
53	5__ Main Tower	60.00	-2.982e+005	-1461
54	6__ Main Tower	60.04	-2.982e+005	-1463
55	7__ Main Tower	60.25	-2.982e+005	-1475
56	8__ Main Tower	60.99	-2.982e+005	-1538
57	9__ Main Tower	63.11	-2.983e+005	-1871
58	10__ Main Tower	67.00	-2.985e+005	-3257
59	11__ Main Tower	71.80	-2.988e+005	-6402
60	12__ Main Tower	77.56	-2.988e+005	-1.048e+004
61	13__ Main Tower	88.02	-2.978e+005	-1.447e+004
62	14__ Main Tower	88.27	-2.978e+005	-1.522e+004
63	15__ Main Tower	88.70	-2.978e+005	-1.671e+004
64	16__ Main Tower	89.43	-2.979e+005	-1.943e+004
65	17__ Main Tower	90.53	-2.980e+005	-2.394e+004
66	18__ Main Tower	91.95	-2.982e+005	-3.059e+004
67	19__ Main Tower	93.58	-2.985e+005	-3.905e+004
68	20__ Main Tower	95.23	-2.987e+005	-4.839e+004



Company Name Not Available
Bedford, MA
USA

Case Name: Actuel Simulation Results.hsc

Unit Set: SI

Date/Time:

Absorber: Abs.205C001 @Main (continued)

COLUMN PROFILES

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

FEEDS / PRODUCTS

Flow Basis:		Molar						
	Stream	Type	Duty (kJ/h)	State	Flows (kgmole/h)	Enthalpy (kJ/kgmole)	Temp (C)	
1__Main Tower	water	Feed	---	Liquid	55.4	* -2.8e+005	* 100.00	
	sweet	Draw	---	Vapour	1.17e+004	* -1.6e+003	* 59.74	
2__Main Tower								
3__Main Tower	line	Feed	---	Liquid	2.19e+004	* -3.0e+005	* 60.00	
4__Main Tower								
5__Main Tower								
6__Main Tower								
7__Main Tower								
8__Main Tower								
9__Main Tower								
10__Main Tower								
11__Main Tower								
12__Main Tower								
13__Main Tower	semi	Feed	---	Liquid	1.09e+005	* -3.0e+005	* 90.01	
14__Main Tower								
15__Main Tower								
16__Main Tower								
17__Main Tower								
18__Main Tower								
19__Main Tower								
20__Main Tower								
21__Main Tower								
22__Main Tower	to c01	Feed	---	Vapour	1.44e+004	* -7.2e+004	* 70.00	
	liqq	Draw	---	Liquid	1.33e+005	* -3.0e+005	* 96.56	