

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE
MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR
ET DE LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE



UNIVERSITE ECHAHID HAMMA LAKHDAR. EL OUED
FACULTE DE TECHNOLOGIE

Mémoire de Fin d'Etude
En vue de l'obtention du diplôme de
MASTER ACADEMIQUE

Domaine: Sciences et Technologies
Filière: Génie des Procédés
Spécialité: Génie Chimique

Présenté par:
GHILANI Youcef

Thème

OPTIMISATION DES PARAMETRES DE FONCTIONNEMENT
DE L'UNITE DE DECARBONATATION DE CPF QH DE
RHOURE NOUSS

Soutenu le 26 /05/2016

Devant le Jury:

Mr	OUCIF KHALED Med .T.	Président	Université d'El Oued.
Mr	BOUDIAF Moussa	Examineur	Université d'El Oued.
Mr	BELFAR Med Lakhdar	Rapporteur	Université d'El Oued

2015/2016

LISTE DES FIGURES

Figure I-1 : Situation géographique de la région RHOUD NOUSS	2
Figure I-2 : Périodes caractérisent la chronologie historique de la région	3
Figure I-3: Schéma Simplifie Du Phase A ; B ; CSC et CPF	5
Figure III.1.enthalpie de solution avec le CO ₂ pour divers solvants	24
Figure III-2-Schéma d'une absorption chimique, Kohl et Nielsen (1997)	27
Figure IV-2-schéma bloc du CPF	28
Figure IV-1-Vue générale du CPF	29
Figure V-1-Diagramme d'écoulement de procédé de l'unité AGRU	39
Figure VII-1- : Environnement de simulation de l'unité AGRU par HYSYS.....	55
Figure VII.2: Evolution de la teneur en CO ₂ en fonction du débit volumique de la solution aminée	56
Figure VII.3.A: Evolution du débit minimal nécessaire pour atteindre des teneurs de 2% pour le cas actuel 4MMSm ³ /J	57
Figure VII.3.B: Evolution du débit minimal nécessaire pour atteindre des teneurs de 2%pour le cas design 10MMSm ³ /J	57
Figure VII.4.A: Evolution du débit volumique minimal nécessaire pour atteindre des teneurs de 2% pour le cas actuel 4MMSm ³ /J.....	58
Figure VII.4.B: Evolution du débit volumique minimal nécessaire pour atteindre des teneurs de 2% pour le cas design 10MMSm ³ /J.....	58
Figure VII.5: Evolution de l'énergie requise pour différentes teneurs en CO ₂ et pour différentes concentrations	59
Figure VII.6:Evolution de l'énergie nécessaire pour atteindre des teneurs de 2% pour A) le cas actuel 4MMSm ³ /J	60
Figure VII.6:Evolution de l'énergie nécessaire pour atteindre des teneurs de 2% pour B) le cas design 10MMSm ³ /J.	60
Figure VII.7:Evolution de l'énergie nécessaire pour atteindre des teneurs de 2 pour le cas actuel 4MMSm ³ /J et B) le cas design 10MMSm ³ /J... ..	61
Figure VII.8.A: Evolution des pertes d'amine, MDEA/DEA correspondant au cas actuel 4MMSm ³ /J	62

Figure VII.8.B: Evolution des pertes d'amine, MDEA/DEA correspondant au cas design 10MMSm ³ /J	63
Figure VII.9: Evolution Cout de débit nécessaire pour atteindre des teneurs de 2 pour A) le cas actuel 4MMSm ³ /J	63
Figure VII.9: Evolution Cout de débit nécessaire pour atteindre des teneurs de 2 pour B) le cas design 10MMSm ³ /J	63
Figure VII.10.A: Evolution Influence de la dilution sur les émissions des BTEX pour atteindre des teneurs de 2% pour le cas actuel 4MMSm ³ /J.....	64
Figure VII.10.B: Evolution Influence de la dilution sur les émissions des BTEX pour atteindre des teneurs de 2% pour le cas design 10MMSm ³ /J.....	65

.

LISTE DES TABLEAUX

Tableau III-1- revue bibliographique sur l'absorption de CO ₂ dans des solvants aqueux a base de mélange d'amines	22
Tableau III-2- revue bibliographique sur la solubilité du CO ₂ dans des solvants aqueux à base d'amines.....	23
Tableau III-3- enthalpie de solution de différentes amines avec le CO ₂	24
Tableau IV-1-La composition brute sèche du gisement	30
Tableau IV-2-Composition du Gaz de Vente	31
Tableau IV-3- Conditions aux limites du CPF	31
Tableau VII-1 : Comparaison entre les prédictions des deux modèles, KE et LM, pour la sortie Liquide de l'absorbeur avec les prédictions de Promax	50
Tableau VII-2: Comparaison entre les prédictions des deux modèles, KE et LM, pour la sortie gaz de l'absorbeur avec les prédictions de Promax	51
Tableau VII-3(A,B): Comparaison entre les prédictions de HYSYS / LM et les résultats de Promax pour les différentes unités, Absorbeur, Ballon flash et Régénérateur	51
Tableau VII-3 C: Comparaison entre les prédictions de HYSYS / LM et les résultats de Promax pour les différentes unités, Absorbeur, Ballon flash et Régénérateur.....	52
TableauVII-4-A: Comparaison entre les compositions prédites par HYSYS / LM et les résultats des analyses laboratoire.	53
TableauVII-4-B: Comparaison entre les compositions prédites par HYSYS / LM et les résultats des analyses laboratoire.	54

NOMENCLATURE

CPF	Central Processing Facility	
QH	Quartzite de Hamra	
MEA	Monoethanolamine primaire amine	C_2H_7NO
DGA	diglycolamine	$C_4H_{11}NO_2$
DEA	Diethanolamine secondaire amine	$C_4H_{11}NO_2$
DIPA	Di-isopropanolamine secondaire amine	$C_6H_{15}NO_2$
MDEA	Methyl diethanolamine tertiaire amine	$C_5H_{13}NO_2$
TEA	Triéthanolamine	$C_5H_{13}NO_2$
AMP	2-amino-2-méthyl-1-propanol	$C_4H_{11}NO$
BTEX	Benzene Toluene E-Benzenem-Xylene	
CO ₂	dioxyde de carbone	CO ₂
CO	monoxide de carbone	CO
COS	Sulfure de Carbonyle	COS
H ₂ S	Sulfure d'hydrogène	H ₂ S
N ₂	azote	N ₂
BP	Basse Pression	
HP	Haute Pression	
PCI	Pouvoir Calorifique Inférieur	
PCS	Pouvoir Calorifique Supérieur	

Sommaire

INTRODUCTION GENERALE	1
-----------------------------	---

CHAPITRE I : PRESENTATION DE LA REGION

I.1. SITUATION GEOGRAPHIQUE	3
I.2. HISTORIQUE	3
I.3. LES DIFFERENTS COMPLEXES DE LA REGION	4

CHAPITRE II : GENERALITE

II.1. GENERALITE SUR LE GAZ NATUREL	7
II.1.1. Introduction.....	7
II.1.2. Production mondiale du gaz naturel	7
II.1.3. Le gaz naturel en Algérie	8
II.1.4. Caractéristique de gaz naturel	9
II.1.4.1. Densité	9
II.1.4.2. Pouvoir calorifique.....	9
II.1.5 .Les types de gaz naturel	9
II.2. APERÇU SUR LES TECHNIQUES DE TRAITEMENTS DE GAZ	10
II.2.1. Introduction.....	10
II.2.2. Procédé Hudson	10
II.2.3 .Procédé Pritchard.....	11
II.2.4. Procèdes mixtes	11
II.2.4.1. Séparation de l'eau de gisement	11
II.2.4.2. Déshydratation du gaz.....	11
II.2.4.3. Séparation des hydrocarbures gazeux et liquides	12
II.2.4.4. Stabilisation et fractionnement des liquides en condensât et GPL	12
II.2.4.5. Recompression des gaz moyenne pression	13
II.2.4.6. Technique de réinjection de gaz	13

CHAPITRE III : TRAITEMENT DES GAZ ACIDES

III.1. INTRODUCTION AUX PROCEDES DE TRAITEMENT DES GAZ ACIDES.....	14
III.2. RAPPEL THEORIQUE SUR L'ABSORPTION.....	14
III.3. LES SOLVANTS CHIMIQUES	16
III.3.1. Primaire	16
III.3.2. Secondaire	17
III.3.3. Tertiaire	17
III.4. CINETIQUE DE LA REACTION D'ABSORPTION.....	18
III.4.1. Les réactions chimiques.....	18
III.5. SOLUBILITE DU CO ₂ DANS LES SOLUTIONS AQUEUSES D'AMINES.....	22
III.6. CORROSION	24
III.7. PERTES EN SOLVANT PAR DEGRADATION	25
III.8. MISE EN ŒUVRE INDUSTRIELLE	25

CHAPITRE IV : DESCRIPTION GENERALE DE CPF(QH)

IV.1. DESCRIPTION GENERALE DE CPF(QH).....	27
IV.2. DESCRIPTION DES DONNÉES DE PROCÉDÉ.....	30
IV.2.1. Description de l'alimentation	30
IV.2.2 Spécifications des produits de gaz de vente	31
IV.2.3 Conditions aux limites de Rhourde Nouss (CPF)	31

CHAPITRE V : DESCRIPTION DE L'UNITE DE DECARBONATATION (AGRU)

V.1. ENTREE DES GAZ ACIDES (DC -C-280001)	32
V.2. ABSORBEUR DE CO ₂ (DC -C-280002)	32
V.3. BALLON DE FLASH D'AMINE (DC -C-280003)	33
V.4. ÉCHANGEUR DE CHALEUR AMINE RICHE/PAUVRE (P&ID C-280004)	33
V.5. REGENERATION D'AMINE (DC -C-280011).....	34
V.6. POMPES BOOSTER D'AMINE (P&ID C-280012)	36
V.7. FILTRES D'AMINE (P&ID C-280009)	36
V.8. SYSTEME DE DRAINAGE D'AMINE (DC -C-280017)	37
V.9. STOCKAGE D'AMINE (DC -C-280010)	38
V.10. SECURITE	39
V.10.1. Élément d'organisation.....	39

V.11. SYSTEME DE SECURITE FEU ET GAZ	41
V.11.1. Réseau d'eau d'incendie (DC -C-710001 à DC-C-710013)	41
V.11.2. Détection de Feu et Gaz.....	43
V.12. IDENTIFICATION DES DANGERS DES SOLUTIONS D'AMINES	43
V.13. PREMIERS SECOURS.....	44

CHAPITRE VI : PRESENTATION DE HYSYS

VI.1. GENERALITES SUR LA SIMULATION	45
VI.2. DESCRIPTION DU SIMULATEUR HYSYS	46
VI -3-LES MODELES THERMODYNAMIQUES	47
VI.3.1. Modèles d'activité	47
VI.3.2. Modèles hétérogènes	47
VI.3.3. Modèles basés sur les équations d'état.....	47
VI.4. LE CHOIX DU MODELE THERMODYNAMIQUE	48

CHAPITRE VII : PARTIE SIMULATION

VII.1. Problématique	49
VII.2. Simulation et validation des résultats	50
VII.3. Etude de l'influence de la dilution du solvant	56
VII.3.1. VII.3.1 Influence les débits volumiques sur la fraction du CO ₂	56
VII.3.2. Influence de la dilution sur les débits molaires minimaux.....	57
VII.3.3. Influence de la dilution sur les débits volumiques minimaux.....	58
VII.3.4. Influence sur l'énergie au rebouilleur	58
VII.3.5. Influence de la dilution sur les pertes d'amine	61
VII.3.6. Influence de la dilution sur les émissions des BTEX.....	63
Conclusion générale	65
Bibliographie	66

INTRODUCTION GENERALE

Le gaz naturel joue un rôle énergétique croissant, devant les enjeux économiques, la fluctuation des prix du pétrole et les nouvelles recommandations pour la réduction des rejets de gaz à l'atmosphère, cause principale du réchauffement climatique, le gaz naturel se positionne comme étant la meilleure source d'énergie alternative ayant le moins d'impact environnemental. Ces qualités, ainsi que l'importance de ses réserves, le qualifient pour jouer un rôle primordial dans le développement économique mondial dans le futur proche. Il représente, aujourd'hui, 24,7% de la consommation mondiale d'énergie, ses ressources sont très abondantes et sont en croissance régulière.

L'Algérie est le troisième exportateur du gaz naturel à travers le monde. La nouvelle installation CPF RHOURDE NOUSS QH a entré dans la politique d'exploitation de SONATRACH consistant à maximiser la production du gaz naturel.

Les enjeux industriels, économiques et techniques de l'utilisation du gaz naturel résident principalement en son traitement. Le gaz naturel issu des gisements peut contenir des gaz acides (CO_2) parmi d'autres impuretés (eau, azote) qu'il convient d'éliminer avant son transport et son utilisation par le consommateur.

Le gaz d'alimentation de **CPF RHOURDE NOUSS QH** est caractérisé par une quantité considérable de CO_2 . La présence de ce dernier dans le gaz est l'un des problèmes les plus fréquents, il provoque la corrosion des équipements de traitement en présence de l'eau, une unité de décarbonatation avec un mélange d'amine est conçue pour Le but de réduire la quantité de dioxyde de carbone.

La seule technologie de décarbonations suffisamment mature pour être appliquée dans l'industrie est la capture par solvant, les alkanolamines sont les solvants les plus répondus.

Ce pendant, ces technologies sont pénalisées par une consommation énergétique élevée. Par conséquent, l'optimisation de ces unités est une tâche cruciale pour assurer le bon fonctionnement.

Dans ce travail, on s'intéresse à l'étude de l'influence des paramètres opératoires sur le fonctionnement de l'unité de décarbonatation tout en se fixant comme objectif la recherche des paramètres optimaux.



CHAPITRE I

PRESENTATION DE LA REGION

Les grandes périodes caractérisent la chronologie historique de la région RHOURDE NOUSS :

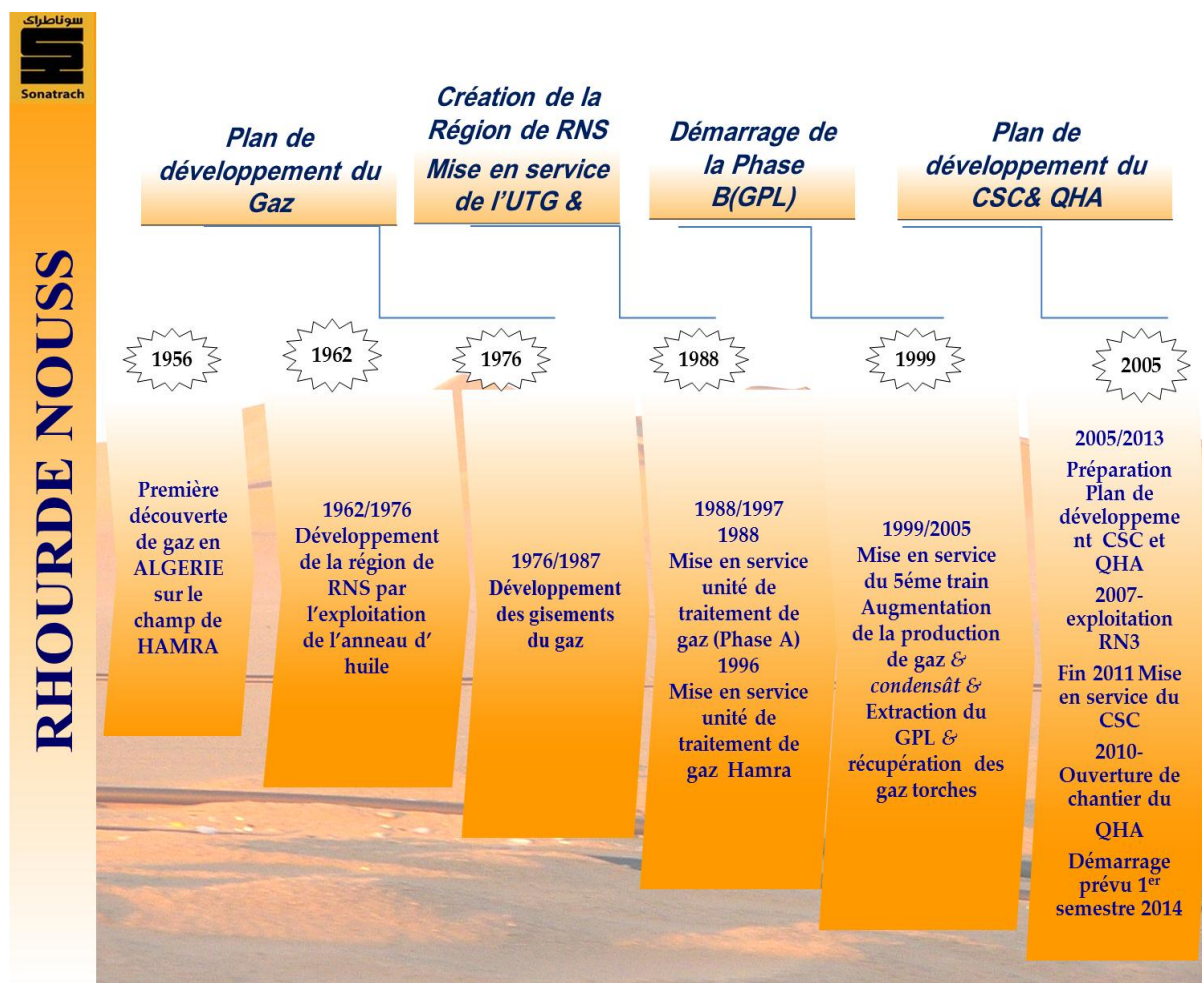


Figure I-2 : Périodes caractérisent la chronologie historique de la région

I-3-Les différents complexes de la région

La région de RHOURDE NOUSS est à vocation principalement gazière Elle est dotée de:

* Deux usines de traitement du gaz humide :

- La phase A : Traitement de 51 million sm^3/j pour récupérer le condensât.
- La phase B : Traitement de 48.3 million sm^3/j ; pour récupérer le GPL, et les traces du condensât.

* Un centre de séparation et de compression (CSC).

* CPF c'est une usine de traitement de gaz acide.

❖ La Phase A

Cette usine est traité le gaz brut au niveau du 4 train identique chacun comporte un ensemble des équipements pour but de : réaliser une bonne séparation afin de récupérer le maximum du condensât (**c₅ plus**), assurer la compression du gaz (partie HP) vers la phase B et le recyclage du gaz sec traité (c₁ et c₂) vers la réinjection et l'expédition. Le cinquième train (U-70) fait seulement le traitement de la partie haut pression «HP» du gaz brut.

L'usine existante traité actuellement une charge de 46 million sm³/j de gaz brut avec Une production de 2690 t/j du condensât.

❖ La Phase B

Les installations de cette usine sont conçues pour récupérer le GPL contenus dans le gaz de vente produit par l'usine (phase A).

Le GPL produit est envoyé dans un pipeline vers HAOUDH ELHAMRA (HEH), le condensat résultant du fractionnement est renvoyé vers stockage dans la phase A, et le gaz résiduaire est aussi renvoyé aux installations de la phase A pour être dirigé vers la vente 35% (94bar) et la réinjection 65%(300bar).

❖ CSC

Le Centre de Séparation et de Compression (CSC) a pour but de séparer l'huile, l'eau et le gaz provenant des 33 puits dans l'unité 500. Ils sont regroupés suivant leur niveau de pression et sont connectés à trois séparateurs pour séparer le gaz et le condensat, envoyé le brut vers HEH et le gaz vers la phase A.

❖ CPF(QH)

La nouvelle installation de traitement de Quartzite de Hamra (QH) est conçue pour traiter 11 millions Sm³/jour de gaz (base sèche) provenant de 33 puits de production dans quatre (4) champs, dans la région de RHOURDE NOUSS. L'usine a une production nominale de 10 millions Sm³/jour et produit du gaz résiduaire sec ayant un Pouvoir Calorifique Supérieur (PCS) entre 9 800 et 9 900 Kcal/Sm³ et un contenu de CO₂ inférieur à 2,0 % molaire. Le gaz d'exportation est envoyé vers le gazoduc GR4 du réseau de transport TRC.



CHAPITRE II

GENERALITE SUR LE GAZ NATUREL

II- GÉNÉRALITÉ

II-1- GÉNÉRALITÉ SUR LE GAZ NATUREL

II-1- 1-Introduction

Le gaz naturel est une énergie primaire non renouvelable bien répartie dans le monde, propre et de plus en plus utilisée.

Dispose de nombreuses qualités : abondance relative, souplesse d'utilisation, qualités écologiques, prix compétitifs. La mise en œuvre de cette énergie repose sur la maîtrise technique de l'ensemble de la chaîne gazière, qui va de l'extraction aux utilisateurs, en passant par le stockage, le transport, la distribution.

Le gaz naturel est une énergie fossile comme la houille, le charbon ou le lignite. C'est un mélange dont le constituant principal, de **75 % à 95 %**, est le méthane (**CH₄**). Il est donc composé majoritairement d'hydrogène et de carbone, d'où son nom d'hydrocarbure.

II-1-2-Production mondiale du gaz naturel

La concentration de la production de gaz naturel dans deux pays CEI (commutons des états indépendants) et les Etats Unis qui contribuent pour plus de **50%** à la production annuelle est très frappante.

Le classement des pays producteurs illustre surtout les problèmes liés au coût élevé du transport du gaz naturel hors CEI et USA. Les principaux producteurs sont proches des grandes marches consommateurs : Canada (USA) Pays- Bas, Royaume-Uni et Algérie.

L'offre mondiale croît rapidement pour se situer dans l'intervalle **2520-2890 Gm³/an** en **2000**, puis dans l'intervalle **2960-3640 Gm³/an** en **2010**. Cette croissance se ralentit ensuite dans les deux scénarios, le niveau d'offre potentielle en **2030** étant compris entre **3110** et **4130 Gm³/an**.

L'offre potentielle augmente régulièrement en toutes régions, sauf en Europe Centrale et Occidentale où elle commence à décliner lentement après l'an **2000**. Cette baisse n'est significative qu'après **2010** ce qui est une évolution favorable par rapport au précédent rapport où la chute entre **2000** et **2010** fût assez rapide. On notera en outre que des réserves importantes se trouvent à des distances de transport moyennes dans les régions environnant l'Europe Centrale et Occidentale. Les prévisions relatives à l'offre enregistrent des variations mineures comparées à celles des études précédentes. [19]

II-1-3-Le gaz naturel en Algérie

L'Algérie a une importante industrie du gaz naturel, et une importante producteur de gaz au niveau mondial. A la fin de **1953**, plusieurs campagnes de sismiques aboutirent à la mise en évidence d'une zone haute pouvant constituer un anticlinal, notamment dans la région de Hassi R'Mel, un premier forage (HR1) a été réalisé en **1956**. Huit puits sont alors réalisés, délimitant ainsi une structure anticlinale constituant un grand réservoir de gaz.

Ce premier développement du champ permet de préciser les viciés des niveaux géologiques et d'approfondir les connaissances sur le réservoir et son effluent.

Quatre puits sont reliés à un centre de traitement permettant l'exploitation commerciale du champ, dès février **1961** deux unités livrent du gaz à GL4-Z à travers un gazoduc reliant Hassi- R'Mel à Arzew, le condensât était évacué à Haoudh El Hamra via l'oléoduc.

Depuis la mise en exploitation, plusieurs étapes ont été marquées avant d'atteindre la phase actuelle de développement.

De **1961 à 1971**, la production annuelle de gaz brut passe de 0,8 à 3,2 milliards de m³ et celle du condensât passe de **126 000 à 623 000 tonnes**.

De **1971 à 1974** : des études des réservoirs permettent de définir le mode d'exploitation du champ.

En **1974**, parallèlement à ces études, une extension du centre de traitement était réalisée par l'adjonction de six nouvelles unités d'une capacité totale de **300.10⁶ m³/j**.

Un programme de forage complémentaire était porté sur 23 nouveaux puits réalisés entre **1971 et 1974**.

Depuis **1980**, l'Algérie est devenue l'un des grands exportateurs mondiaux de gaz naturel. Une particularité à souligner est que l'Algérie a pu réaliser diverses installations de liquéfaction de gaz naturel qui lui permettent de le commercialiser sous forme liquide et le transporter dans des méthaniers vers le marché extérieur (Etats-Unis, Europe.. etc.).

Parallèlement à ce mode de transport l'Algérie a pu transporter son gaz par des gazoducs reliant directement Hassi R'mel à l'Europe, c'est ainsi qu'elle exploite actuellement le fameux gazoduc trans-méditerranéen qui relie l'Algérie à l'Italie et la Slovénie via la Tunisie.

II-1-4- Caractéristique de gaz naturel

Au stade final de son exploitation, le gaz naturel peut être caractérisé par les propriétés suivantes :

II-1-4-1- Densité

Pour un gaz est défini par le rapport de sa masse volumique à celle de l'air dans les conditions déterminées de la température et de pression.

II-1-4-2- Pouvoir calorifique

C'est la quantité dégagée par la combustion d'une unité de volume du gaz, mesurée dans les conditions de référence. Le pouvoir calorifique pour le gaz naturel s'exprime en (J/m^3) Il existe deux valeurs de pouvoir calorifique :

- **Pouvoir calorifique supérieur : (PCS)** C'est la quantité de chaleur dégagée lorsque tous les produits de combustion sont ramenés à la température ambiante, l'eau formée étant liquide.
- **Pouvoir calorifique inférieur : (PCI)** C'est la quantité de chaleur dégagée lorsque tous les produits de combustion sont ramenés à la température ambiante, l'eau restée à l'état vapeur. [7]

II-1-5-Les types de gaz naturel

On peut classer les gaz naturel selon leur origine en :

- **Le gaz naturel bactérien (biochimique)**
C'est un gaz formé par l'action des bactéries sur les débris organique qui s'accumulent dans les sédiments.
- **Le gaz naturel thermique**
C'est un gaz formé par la dégradation thermique des sédiments qui portés à des température et pressions croissantes au cours de l'évolution des bassins sédimentaires, est donné à côté des hydrocarbures une large gamme de composés non hydrocarbures.
- **Le gaz naturel inorganique**
C'est un gaz inorganique qui se forme au cours de formation des gaz hydrocarbures à faible proportion, les gaz volcaniques et les sources hydrothermales contiennent parfois du méthane et des inclusions fluides des minéraux des roches métamorphiques ou magmatiques. La présence et l'apparition d'une phase liquide avec le gaz selon les conditions de pression et la température dans le réservoir de gisement et en surface conduit à distinguer.

- **Le gaz sec**

Dans les conditions de production de se gaz, il n'y a pas une formation de phase liquide et le gaz est concentré en méthane et contient très peu d'hydrocarbures plus lourds que l'éthane.

- **Le gaz humide**

Dans les conditions de production de se gaz, il y'a une formation de phase liquide dans les conditions de surface et le gaz est moins concentré en méthane.

- **Le gaz associé**

C'est un gaz de couverture qui contexte avec la phase d'huile dans réservoir d'huile (Gisement de pétrole).

- **Le gaz a condensât**

Dans les conditions de production de se gaz, il y'a une formation de phase condensée riche.[2]

II-2-APERÇU SUR LES TECHNIQUESDE TRAITEMENTS DE GAZ

II-2-1- Introduction

Il faut noter que le gaz qui sort du réservoir par les puits producteurs est sous forme d'un mélange de : gaz, condensât, GPL, eau du gisement. Cet effluent est acheminé par un réseau de collecte vers les modules.

Le traitement consiste en la séparation des différents constituants du gaz brut au niveau des modules de traitement. Ces derniers sont munis d'équipements spécifiques, pour assurer cette séparation conformément à des techniques et à des procédés appropriés.

Les procédés de traitement de gaz sont multiples de part le monde et le choix de type de traitement se basse sur les critères suivants :

- La Quantité de l'effluent brut.
- Taux de récupération d'hydrocarbures visé.
- Spécification des produits.
- Coût global des investissements. [11]

II-2-2-Procédé Hudson

Il est basé sur le refroidissement du gaz par échange thermique et par une série de détentes complétées d'une détente à travers une machine appelée « Turbo-Expander » qui permet d'atteindre un niveau de température de -38°C .

Le procédé Hudson est très performant car il permet une grande récupération des hydrocarbures liquides.

II-2-3-Procédé Pritchard

Il est basé sur le refroidissement du gaz par échange thermique et par détente avec utilisation d'une boucle de propane comme système réfrigérant pour atteindre enfin de cycle une température voisine à -23°C .

II-2-4- Procèdes mixtes

Ils sont les plus performants, car ils utilisent le Turbo-Expendeur, la vanne Joule Thomson et la Boucle de propane, ou on atteint les (-66°C). Les procédés mixtes sont plus performants, car ils permettent une meilleure récupération des hydrocarbures liquides.

Le gaz en provenance des puits producteur s est un mélange (gaz et hydrocarbures liquides) contenant une faible proportion d'eau du gisement.

Il se présente à une pression de 140 bars et une température de 65°C . Le traitement du gaz s'effectue globalement en 5 étapes:

II-2-4- 1-Séparation de l'eau de gisement

Cette opération s'effectue dans des ballons séparateurs par simple décantation sous l'effet de différence des densités. Cette eau est envoyée vers un système de séparation Eau-Hydrocarbures puis vers les installations de déshuilage et enfin injectée dans un puits bourbier foré dans une formation géologique étendu.

II-2-4-2-Déshydratation du gaz

Les méthodes utilisées pour l'élimination de l'eau sont nombreuses et parmi celles-ci on cite :

- L'absorption.
- Perméation gazeuse.
- Adsorption.

1. Déshydratation par absorption

Le séchage du gaz naturel est assuré dans ce cas par un lavage à contre-courant avec un solvant présentant une forte affinité pour l'eau : ce solvant est le plus souvent un glycol. Le gaz déshydraté sort en tête de colonne, le glycol sortant en fond est régénéré par distillation et recyclé.

2. Déshydratation par perméation gazeuse

Les études ont montré l'intérêt potentiel d 'un tel procédé, qui par rapport à une unité de déshydratation au glycol, pourrait s'avérer plus économique et plus compact, mais à l'heure actuelle, il n'existe pas de procédé industriel de déshydratation par perméation gazeuse.

3. Déshydratation par adsorption

L'adsorption fait partie des opérations physiques de séparation des mélanges. Elle se manifeste lorsqu'on met en contact un fluide et un solide, par une différence de composition entre la phase adsorbée au voisinage immédiat de solide et la phase fluide, donc l'adsorption est un phénomène superficiel qui se produit à la couche séparatrice de deux milieux et qui consiste en une adhésion des molécules à la surface d'une matière adsorbant grâce à l'attraction moléculaire ; cela implique que seules les molécules se trouvant à la surface de la matière adsorbant sont actives tandis que celles qui se trouvent au sein de celles-ci n'y participent pas parce que leur force d'attraction sont neutralisées par celles des molécules voisines.

On distingue deux types d'adsorption :

- Physique
- Chimique.

Dans la première, les molécules adhèrent à la surface et ne donnent pas lieu aux réactions chimiques, ce qui n'est pas le cas dans l'adsorption chimique. L'adsorption physique est un phénomène exothermique.

II-2-4-3- Séparation des hydrocarbures gazeux et liquides

Elle est basée sur le principe de refroidissement progressif du gaz pour condenser tous les hydrocarbures liquides (condensables) contenus dans le gaz. Ces liquides sont récupérés dans des ballons séparateurs puis envoyés vers la section de stabilisation et de fractionnement.

Le refroidissement de gaz est obtenu en trois étapes :

- refroidissement dans des échangeurs de chaleur par échange thermique avec un fluide froid.
- refroidissement par détente (chute de pression) à travers une vanne qui entraîne une chute de température.
- refroidissement supplémentaire par échange thermique en utilisant un fluide réfrigérant tel que le propane.

II-2-4-4-Stabilisation et fractionnement des liquides en condensât et GPL

Elle consiste à faire passer tous les liquides récupérés au niveau des ballons séparateurs à travers une colonne de rectification appelée « Dé-éthaniseur » afin de les débarrasser de tous les gaz dissous dans ces liquides .Le fractionnement consiste à faire passer le liquide à travers une 2ème colonne de rectification appelée « Dé-butaniseur » afin de séparer ces liquides en GPL et condensât produit.

II-2-4-5-Recompression des gaz moyenne pression

Les gaz des séparateurs à moyenne pression ont les mêmes qualités que le gaz sec produit, pour cela ils sont récupérés puis recomprimés avant d'être mélangés au gaz sec. Leur récupération permet d'éviter le torchage du gaz.

II-2-4-6-Technique de réinjection de gaz

1) Objectif de la réinjection

La récupération des hydrocarbures liquides est limitée par suite de la condensation au niveau des réservoirs. La réinjection retenue pour les gisements permet :

- De réduire cette condensation par le maintien de pression.
- De maximiser l'extraction des hydrocarbures liquides en balayant les gaz humides. De produire un potentiel optimal en condensât et GPL sans avoir recours au torchage des gaz excédentaires, d'où une meilleure flexibilité d'exploitation des unités de traitement de gaz.

2) Principe de la compression du gaz de réinjection

Pour pouvoir réinjecter le gaz sec dans le gisement, il faut le porter à une pression suffisante qui puisse vaincre la pression naturelle de gisement. Ceci revient à fournir une certaine énergie au gaz à réinjecter en le comprimant à 350 bars. Ce transfert d'énergie est réalisé par des compresseurs centrifuges tournants à une vitesse de 10000 trs/mn, et entraînés par des turbines à gaz d'une puissance unitaire de 33500 CV.

Cette compression est réalisée en deux étapes :

- Recompression du gaz sec à 150 bars, par des compresseurs à basses pressions avec refroidissement à travers des aéroréfrigérants et séparation dans des ballons pour éventuelle récupération des liquides.
- Recompression du gaz à 300 bars par des compresseurs de hautes pressions avec refroidissement final à travers des aéroréfrigérants avant son acheminement vers les puits injecteurs. [2]

CHAPITRE III

TRAITEMENT DES GAZ ACIDES

III-TRAITEMENT DES GAZ ACIDES

III-1-INTRODUCTION AUX PROCEDES DE TRAITEMENT DES GAZ ACIDES

L'expression " traitement des gaz acides" employée dans l'industrie du gaz naturel, désigne les procédés grâce auxquels les constituants gazeux acides CO_2 et H_2S sont éliminés du gaz naturel dans le but de répondre aux conditions spécifiées du produit. Il se peut que le gaz naturel contienne divers quantités d'autres impuretés telles que COS , CS_2 , mercaptans, etc.

L'élimination totale ou partielle de ces constituants tombe également dans le domaine du traitement des gaz acides. [7]

Le choix du procédé de traitement des gaz acides est très important, car il a une influence considérable sur l'investissement initial et les coûts d'exploitation. Les procédés utilisés pour ce traitement sont: L'absorption, l'adsorption, et les membranes [6]

III-2-RAPPEL THEORIQUE SUR L'ABSORPTION

L'absorption consiste à mettre en contact un mélange de gaz et un liquide afin de solubiliser préférentiellement un composé. Dans le liquide, ou solvant, le composé dissous s'appelle le soluté. Cette opération nécessite un transfert de matière de la phase gazeuse à la phase liquide. La désorption de ce composé s'effectue quand le transfert se fait de la phase liquide à la phase gazeuse. La solubilité du gaz dans le liquide, à température et pression donnée, est la concentration du gaz dissous dans le liquide à l'équilibre. A une température fixée, la solubilité du composé s'accroît avec la pression. Dans le cas d'une solution idéale on écrit, à l'équilibre, que la pression partielle d'un composé A, P_A^* , est égal au produit de sa pression de vapeur P_v à la même température, par la fraction molaire en phase liquide X_A , il s'agit de la loi de Raoult.

$$P_A^* = P_v \cdot X_A \quad [\text{I.1}]$$

Dans le cas d'une solution non idéale, si la dilution est importante, ou la pression basse, la loi de Henry est généralement applicable. La pression partielle à l'équilibre P_A^* du gaz dissous est proportionnelle à sa fraction molaire en phase liquide,

$$P_A^* = H \cdot X_A \quad [\text{I.2}]$$

Où H est le coefficient de la loi de Henry, lequel dépend de la température. Dans le cas où le gaz dissous réagit avec le solvant cette loi peut s'appliquer à la fraction dissoute n'ayant

pas réagi. Dans le procédé d'absorption chimique se produit une réaction chimique entre le composé gazeux à séparer et un constituant de la phase liquide. Cette réaction est le plus souvent réversible. Le soluté absorbé réagit rapidement ce qui permet de réduire la pression partielle d'équilibre du soluté. La concentration du composé volatil dans le solvant dépend de l'avancement de la réaction, et de la concentration en soluté dans la solution (amines dans l'eau par exemple) et de la pression et de la température.

Dans le processus d'absorption il se produit un transfert de la phase gazeuse vers la phase liquide. C'est la différence de potentiel définie comme écart à l'équilibre, exprimée en concentration (en mol. m⁻³), qui crée le flux de transfert de matière à l'interface. On suppose que le gaz et le liquide sont à l'équilibre à l'interface liquide vapeur, et que la concentration C_A^* correspond à l'équilibre avec la pression partielle

P_{Ai} , K_L est le coefficient de transfert au sein du liquide, (en m s⁻¹), K_G est le coefficient de transfert au sein du gaz (en mol m⁻² s⁻¹ Pa⁻¹) et Φ_A est le flux spécifique d'absorption par unité d'air interfaciale :

$$\Phi_A = k_G(P_A - P_{Ai}^*) = k_L(C_A^* - C_A) \quad [I-3]$$

P_A^* : pression partielle de A à l'interface à l'équilibre

C_A^* : concentration en gaz dissous A à l'interface à l'équilibre avec P_{Ai}

P_A : pression partielle de A dans le gaz

C_A : concentration en gaz dissous A dans le liquide [18]

Dans le modèle du film de Whitman on exprime que la résistance au transfert est localisée dans le film mince stagnant adjacent à l'interface. Le transfert de matière du côté du liquide s'effectue par diffusion moléculaire. La concentration en gaz dissous dans le film décroît linéairement de l'interface C_A^* jusqu'à la limite du sein du liquide C_A . Dans le sein du liquide, au-delà du film, on considère que la concentration en A est uniforme du fait des turbulences. En présence d'une réaction chimique les profils de concentration ne sont plus linéaires dans le film, l'absorption est suivie d'une réaction chimique, ce qui augmente le flux d'absorption.

On définit alors le facteur d'accélération E, rapport du flux moyen d'absorption dans le liquide en présence de réaction au

$$\phi_A = E k_L C_A^* \quad I.4$$

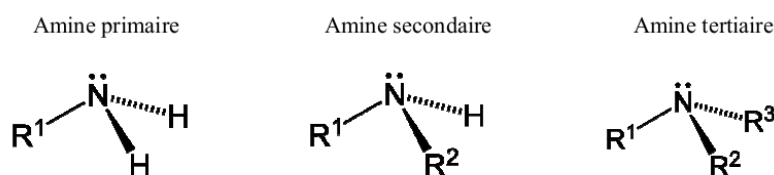
Flux d'absorption pour un phénomène purement physique et s'il n'y a pas de gaz dissous au sein du liquide [18]

III-3-LES SOLVANTS CHIMIQUES

Les solvants chimiques sont généralement des solutions aqueuses à base d'amines. Les amines sont des molécules organiques comportant une ou plusieurs fonctions amines.

Le groupement amine assure la basicité de la solution nécessaire à la réaction avec les gaz acides.

Ces amines sont classées suivant le degré de substitution de leur atome d'azote.



Avec R^1, R^2, R^3 chaînes carbonées.

MEA	Monoethanolamine primaire amine	$HO (CH_2)_2 NH_2$
DEA	Diethanolamine secondaire amine	$HO (CH_2)_2 NH (CH_2)_2 HO$
DIPA	Di-isopropanolamine secondaire amine	$CH_3 HCOH CH_2 N HCH_3 HCOH CH_2$
MDEA	Methyl diethanolamine tertiaireamine	$[HO (CH_2)_2]_2 NCH_3$ [17]

Pour l'absorption du CO_2 , les amines les plus utilisées sont :

III-3-1-Primaire

Le monoéthanolamine (MEA) et la diglycolamine (DGA). Ce sont des amines très réactives avec les gaz acides et qui permettent des séparations de grande pureté.

Cependant leur capacité d'absorption du CO_2 est relativement faible, l'absorption d'une mole de CO_2 nécessite deux moles d'amine car le carbamate formé par la réaction entre le CO_2 et l'amine est très stable.

Un carbamate est un ion contenant un groupement COO^- . Ce carbamate n'est donc que peu hydrolysé sous forme de bicarbonate.

De plus l'utilisation de ces amines entraîne des problèmes de corrosion et de dégradation. En ce qui concerne la MEA, il y a réaction irréversible avec le COS et le CS₂, dégradant encore la capacité d'absorption. Un solvant à base de MEA est aussi très corrosif, notamment lorsque la concentration en amine est supérieure à 20% mass, et que le taux de charge en gaz acides est élevé. Le taux de charge représente le rapport entre la quantité de gaz acides dissous dans le solvant et le nombre de mole d'amine. Il existe cependant des inhibiteurs de corrosion permettant l'utilisation d'une solution aqueuse contenant 30% mass, de MEA. La DGA a des performances similaires à la MEA mais avec une pression de vapeur plus faible entraînant une diminution des pertes de solvant par évaporation.

III-3-2-Secondaire

La diéthanolamine (DEA) et la diisopropanolamine (DIPA). Elles sont moins réactives que des amines primaires et ne sont donc à utiliser que pour des objectifs moins exigeants en termes de pureté. La dégradation avec le COS et le CS₂ est aussi moindre que pour les amines primaires. La tension de vapeur de la DEA est assez faible, limitant les pertes par évaporation. Par contre, il existe plusieurs réactions irréversibles avec le CO₂, formant des produits de dégradation corrosifs.

III-3-3-Tertiaire

La N-méthyl-diéthanolamine (MDEA) et la Triéthanolamine (TEA). Ces amines sont encore moins réactives que les amines secondaires mais leur capacité d'absorption est plus grande. Pour une solution aqueuse de MDEA, il faut une mole d'amine pour absorber une mole de CO₂. La MDEA n'agit pas directement avec le CO₂ mais comme un catalyseur pour l'hydratation du CO₂. La solution aqueuse peut contenir 60% mass de MDEA sans que les pertes par évaporation soient trop importantes. De plus elle est très résistante aux dégradations thermiques et chimiques. Puisque la vitesse de réaction des amines tertiaires avec le CO₂ est très lente, ces amines sont parfois activées avec des amines primaires ou secondaires afin d'augmenter leur réactivité vis-à-vis du CO₂.

Ces dernières années, des nouvelles amines ont été développées pour diminuer le surcoût énergétique lié au captage du CO₂. Il s'agit d'amines à encombrement stérique. La réaction du CO₂ avec ces amines forme un carbamate instable à cause de la configuration

géométrique de la molécule. L'amine à encombrement stérique la plus connue est la 2-amino-2-méthyl-1-propanol (AMP).

Des solvants utilisant de telles amines, connus sous le nom de KS-1, KS-2 et KS-3, sont aussi développés par Mitsubishi Heavy Industry. En comparaison avec la MEA qui est l'amine de référence, ces derniers solvants permettent de diminuer d'environ 20% l'énergie nécessaire à la régénération [25]. Le débit de solvant est aussi réduit car leur capacité d'absorption est plus élevée. En effet, avec ces solvants, il ne faut qu'une mole d'amine par mole de CO₂. Avec l'utilisation d'un solvant chimique, il y a deux caractéristiques principales à prendre en compte.

La cinétique de la réaction d'absorption du CO₂ : les amines primaires sont plus réactives que les amines secondaires, elles-mêmes plus réactives que les amines tertiaires. La vitesse d'absorption du CO₂ influera sur le dimensionnement de la colonne d'absorption et donc sur le coût d'investissement du procédé de décarbonatation.

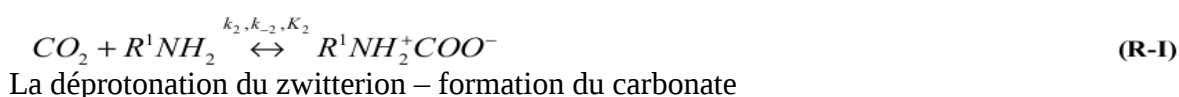
La solubilité du CO₂ dans le solvant : une amine réactive avec le CO₂ permettra d'avoir une très bonne solubilité du CO₂ mais sera plus difficilement régénérable. Choisir une amine plus facilement régénérable est tentant, mais cela se fait au détriment de la vitesse de réaction et de la solubilité du CO₂. La taille de l'installation sera donc plus importante et donc plus coûteuse. [17]

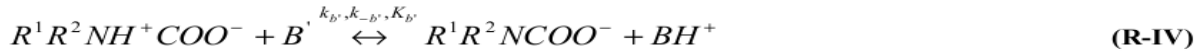
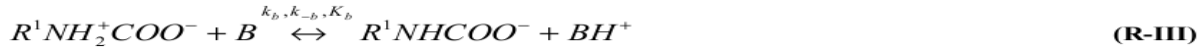
III-4-CINETIQUE DE LA REACTION D'ABSORPTION

III-4-1-Les réactions chimiques

Il est généralement convenu que les amines primaires et secondaires vont réagir directement avec le CO₂ pour former un carbamate. La molécule de CO₂ va réagir avec la fonction amine pour former un groupe COO⁻ et libérer un proton. La théorie la plus connue est celle de la formation d'un zwitterion, espèce chimique possédant simultanément des charges positives et négatives, suivie d'une déprotonation de ce zwitterion par une base pour former un carbamate.

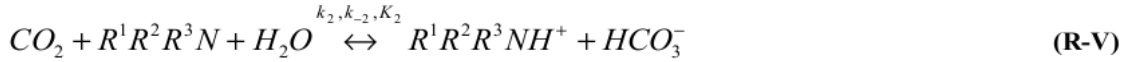
La formation d'un zwitterion entre l'amine et le CO₂ pour une amine primaire et secondaire





Avec B et B' une base : H₂O, amine, OH⁻, HCO⁻³ et CO²⁻

Les amines tertiaires ne réagissent pas directement avec le CO₂, mais vont favoriser la réaction de formation du bicarbonate suivant la réaction suivante :



Avec R¹, R², R³ chaînes carbonées.

- Constante cinétique : Dans ce qui suit, on se contentera de prendre un ordre 1 pour le CO₂ et l'amine pour le calcul des vitesses de réactions. La détermination de la constante cinétique dépend du modèle choisi. Dans le cadre de la réaction du CO₂ avec une amine, le modèle le plus simple repose sur l'hypothèse d'une réaction rapide irréversible du pseudo-premier ordre [15].

$$r_{CO_2-Am} = k_2 [CO_2]_i [Am]_i \quad 1-5$$

Avec r_{CO_2-Am} la vitesse de réaction du CO₂ avec l'amine (mol. m⁻³.s⁻¹) et k_2 constante d'ordre 2 du pseudo-premier ordre (m³.mol⁻¹.s⁻¹), l'indice i représente l'interface gaz-liquide. Mais ce modèle ne permet pas de prendre en compte toutes les réactions entre les molécules ainsi que la réversibilité des réactions. Des modèles simplifiés mais plus complexes prennent en compte l'ensemble des réactions chimiques tout en considérant un régime du pseudo-premier ordre [4]. Le régime du pseudo-premier est un régime de réaction rapide entre le CO₂ et l'amine où la concentration en amine au sein du liquide est beaucoup plus grande que celle du CO₂ à l'interface gaz-liquide. La concentration de l'amine dans le film liquide est donc constante et égale à sa concentration au sein du liquide. L'équation 1-5 devient alors :

$$r_{CO_2-Am} = k_2 [CO_2]_i [Am]_s = k_{po} [CO_2]_i \quad 1-6$$

Avec k_{po} la constante cinétique du pseudo-premier ordre (s⁻¹).

Le modèle de détermination de la cinétique, valable pour les amines primaires et secondaires, se base sur l'approximation de l'état quasi-stationnaire du zwitterion. La vitesse de réaction est donnée par l'équation 1-7. Le terme au dénominateur représente la

$$r_{CO_2-Am} = \frac{k_2 \cdot [CO_2]_i \cdot [Am]_s}{1 + \frac{k_{-2}}{\sum k_b \cdot [B]_s}} \quad 1-7$$

déprotonation du zwitterion par les différentes bases. En considérant un déprotonation instantanée, on retrouve l'expression de la vitesse de réaction précédente.

Des modèles numériques plus ou moins complexes ont été mis au point pour améliorer la précision sur la détermination des constantes cinétiques. Ces modèles utilisent les équations différentielles de diffusion-réaction. Ces équations sont utilisées avec un modèle de transfert de matière, type théorie du film de Whitman ou théorie de la pénétration de Higbie.

Dans le film, à l'instant t et à une distance x de l'interface, l'équation bilan pour l'espèce i est décrite par l'équation de Nernst-Planck. Cette équation permet de prendre en compte le flux des espèces ioniques dans le film dû au phénomène diffusif et au gradient du potentiel électrique créé par les charges ioniques:

$$R_i(x, t) = \sum_{j=1}^{NR} \lambda_{i,j} k_j \prod_{k=1}^{NC} C_k^{\beta_{k,j}} \quad 1-9$$

$$\frac{\partial C_i(x, t)}{\partial t} = D_i \frac{\partial^2 C_i(x, t)}{\partial x^2} + z_i D_i \frac{F}{RT} \frac{\partial}{\partial x} (C_i(x, t) \phi(x, t)) + R_i(x, t) \quad 1-8$$

R_i est la vitesse de production de l'espèce i ($\text{mol} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{s}^{-1}$) et Φ le potentiel électrique ($\text{V} \cdot \text{m}^{-1}$).

Avec NR le nombre de réactions, $\lambda_{i,j}$ le coefficient stœchiométrique du composant i dans la réaction j , k_j la constante cinétique de la réaction j , NC le nombre de composants et $\beta_{k,i}$ l'ordre partiel du composant k dans la réaction j .

$$\phi(x, t) = \frac{RT}{F} \frac{\sum_{q=1}^{NC} z_q D_q \frac{\partial C_q(x, t)}{\partial x}}{\sum_{q=1}^{NC} z_q^2 D_q C_q(x, t)} \quad 1-10$$

Avec Z_q la charge électrique du composant q .

Le terme du potentiel électrique est parfois omis par les auteurs. La résolution numérique permet de déterminer différentes constantes cinétiques et d'accéder au profil de concentration des différentes espèces dans le film.

$$k_2 = 4,4.10^8 . \exp\left(\frac{-5400}{T}\right) \quad (m^3 . mol^{-1} . s^{-1}) \quad 1-11$$

Les premières études se sont portées sur les cinétiques des amines primaires, secondaires et tertiaires les plus connues telles que la MEA, DGA, DEA, DIPA, MDEA et TEA. Dans le cas de la MEA, il existe d'importantes divergences entre les résultats de la littérature [24] ont répertorié de nombreuses études sur les amines et leurs mélanges afin de comparer les résultats entre eux. Dans le cas de la MEA, ils ont proposé une expression de la constante cinétique d'ordre 2 du pseudo-premier ordre valable jusqu'à 313 K, basée sur l'ensemble des résultats de la littérature (équation 1-11).

Les résultats concernant la MDEA sont moins dispersés mais dépendent du schéma réactionnel choisi. a montré que, si seule la réaction (R-V) est considérée, alors l'influence de la MDEA sur l'absorption du CO₂ est sur estimée, car la réaction entre le CO₂ et les ions OH⁻ ainsi que la réaction de protonation de la MDEA ne sont pas prises en compte. La constante cinétique déterminée est alors plus grande que si l'ensemble des réactions est utilisé. [14]

A cause des limitations de ces amines (vitesse de réaction avec le CO₂, importante consommation énergétique lors de la régénération du solvant, corrosion...), la recherche s'est ensuite portée sur les amines à encombrement stérique et les mélanges d'amines. Le Tableau 2 rapporte différentes études sur l'absorption du CO₂ dans des solvants aqueux à base d'un mélange d'amines.

Tableaux III-1- revue bibliographique sur l'absorption de CO₂ dans des solvants aqueux a base de mélange d'amines

Auteurs	Appareillage expérimental	Amines	Température	Méthode de calcul
Hagewiesche et al., 1995	Jet laminaire	MDEA/MEA	313 K	Modèle numérique
Mandal et al., 2001	Colonne à film tombant	MDEA/MEA AMP/MEA	313 K	Modèle numérique
Horng et Li, 2002	Colonne à film tombant	TEA/MEA	303 – 313 K	Modèle simplifié
Liao et Li, 2002	Colonne à film tombant	MDEA/MEA	303 – 313 K	Modèle simplifié
Mandal et Bandyopadhyay, 2006	Colonne à film tombant	AMP/MEA	313K	Modèle numérique
Ramachandran et al., 2006	Jet laminaire	MDEA/MEA	298 – 333 K	Modèle simplifié

Tous ces auteurs ont noté que l'ajout d'une faible quantité d'amine réactive telle que la MEA dans une solution aqueuse de MDEA, TEA ou d'AMP augmentait sensiblement le flux d'absorption du CO₂

Les appareillages du type jet laminaire et colonne à film tombant ont un temps de contact très faible entre la phase gazeuse et la phase liquide. Cela permet de négliger les réactions lentes par rapport aux réactions instantanées et rapides. [1]

III-5-SOLUBILITE DU CO₂ DANS LES SOLUTIONS AQUEUSES D'AMINES

La connaissance de la solubilité du CO₂ dans les solvants est nécessaire pour le dimensionnement des colonnes ainsi que pour déterminer la chaleur de régénération du solvant.

De nombreuses mesures ont été effectuées pour les amines les plus connues. Le Tableau3 regroupe différentes mesures sur la solubilité du CO₂ dans de solutions aqueuses d'amine.

Tableau III-2- revue bibliographique sur la solubilité du CO₂ dans des solvants aqueux à base d'amines

Auteurs	Amines	Température	Pression
Austgen et Rochelle, 1991	MDEA/MEA MDEA/DEA	313 - 353 K	Jusqu'à 0,26 MPa
Jou et al., 1994	MDEA/MEA	298 - 393 K	0,1 – 20 MPa
Jou et al., 1995	MEA	273 - 423 K	Jusqu'à 20 MPa
Xu et al., 1998	MDEA/PZ	313 - 373 K	0,876 – 1013 kPa

L'enthalpie de solution ΔH_S représente la quantité de chaleur échangée avec l'extérieur lors de la réaction chimique. Elle est caractéristique de l'énergie à fournir pour inverser la réaction chimique entre le CO₂ et l'amine. Elle dépend du taux de charge en CO₂, de la concentration en amine et dans une moindre mesure de la température. Elle est généralement évaluée grâce à la relation de Gibbs-Helmoltz :

$$\frac{\partial \ln(p_{CO_2})}{\partial \left(\frac{1}{T}\right)} = \frac{\Delta H_{S,CO_2}}{R}$$

1-12

Les courbes de solubilité permettent alors de remonter à l'enthalpie de solution. Le Tableau 4 rapporte les enthalpies de solution intégrales déterminées à 311 K pour un taux de charge en CO₂ compris entre 0 et 0,4 mol CO₂ / mol amine. [9]

Tableau III-3- enthalpie de solution de différentes amines avec le CO₂ [9]

	MEA	DGA	DEA	DIPA	MDEA	TEA
Enthalpie de solution (kJ.mol ⁻¹ CO ₂)	84,4	83,9	71,6	73,7	58,8	47,6

Joua et al. (1994) ont aussi regardé l'influence de l'ajout de MEA dans des solutions aqueuses de MDEA sur l'enthalpie de solution (Figure III-1). A faible taux de charge, la chaleur de solution des solvants à base du mélange d'amines se situe entre celle de la MDEA (limite inférieure) et celle de la MEA (limite supérieure). Il peut donc être intéressant d'utiliser un solvant à base d'un mélange d'amines pour accélérer la cinétique de la réaction d'absorption tout en conservant une chaleur de solution suffisamment basse pour la régénération.

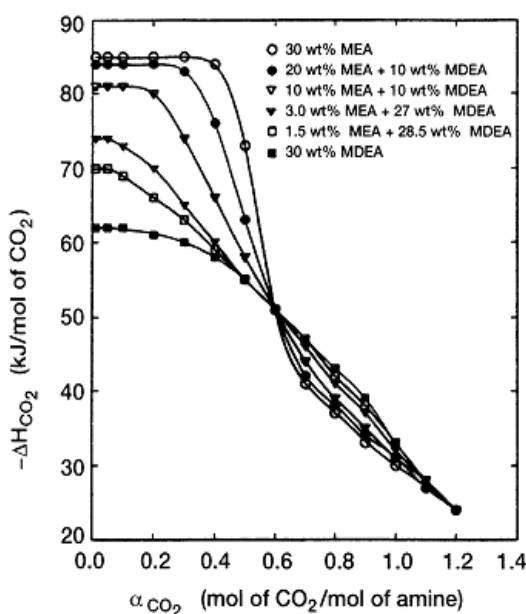


Figure III-1- enthalpie de solution avec le CO₂ pour divers solvants [8]

La puissance thermique à fournir lors de la régénération peut se décomposer en trois éléments:

- La puissance de chauffage : puissance nécessaire pour amener la température du solvant riche jusqu'à la température du rebouilleur:

$$Q_{chauf} = (F_{m,am})(c_{p,am})(\Delta T)_{solvant} \quad 1-14$$

- La puissance de réaction : puissance nécessaire pour inverser la réaction entre l'amine et le CO₂ : • La puissance de vaporisation qui permet de vaporiser une partie de l'eau du flux entrant dans la colonne de régénération afin de diluer le CO₂ dans cette colonne.

$$Q_r = (V_{des,CO_2})(\Delta H_{s,CO_2}) \quad 1-15$$

Avec (V_{des, CO_2}) la vitesse de désorption du CO₂ (mol. s⁻¹).

Cela permet d'assurer d'une force motrice positive pour la désorption du CO₂ : La somme de ces trois composantes donne la puissance totale à fournir.

$$Q_{vap} = (V_{des,CO_2})(ratio_{vap})(\Delta H_{v,H_2O}) \quad 1-16$$

III-6-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. [18]

III-7-PERTES EN SOLVANT PAR DEGRADATION

Les impuretés présentes dans le gaz à traiter, telles que le SO_2 , peuvent entraîner la formation irréversible de produits de dégradation, [15]. La plupart des alcanolamines réagissent avec le CO_2 pour former des produits de dégradation, il s'agit d'un processus parfois irréversible. Ces dégradations provoquent une baisse de capacité du solvant, un accroissement de sa viscosité, et la tendance au moussage. La stabilité chimique des amines augmente avec le degré de substitution de l'azote. Les amines primaires sont les plus exposées à la dégradation d'amines par oxydation directe en acide organique (acide formique, acétique, oxalique). La formation de polymères par la DEA est catalysée par la présence du CO_2 qui n'est pas consommé mais sert de catalyseur (réaction réversible). La DGA réagit avec le CO_2 pour former de l'urée, ce qui conduit à l'augmentation de la viscosité de la solution, la réaction est réversible et tout le solvant peut être régénéré. Par contre les amines tertiaires ne sont pas dégradées. Les amines à encombrement stérique présentent une meilleure capacité à résister à la dégradation, [18] que les amines non substituées équivalentes.

On utilise diverses techniques commercialement développées pour la régénération complète des amines. La distillation sous haute pression ou à pression atmosphérique est employée dans le cas des amines primaires; les amines secondaires et tertiaires se décomposant à pression atmosphérique, on utilise alors la distillation sous vide, l'échange d'ion ou l'électrodialyse pour les purifier. [9] préconisent la régénération totale quand la concentration en sels dépasse 10 % de la concentration en amine active. [10]

III-8- MISE EN ŒUVRE INDUSTRIELLE

L'absorption chimique nécessite une colonne de séparation dans laquelle le transfert de matière est favorisé par une importante surface de contact entre le liquide et le gaz. Les colonnes d'absorption sont généralement des colonnes à plateaux ou à garnissage. Les plateaux permettent de diviser le gaz en petites bulles dans un flux ascendant vertical. Celles-ci sont introduites dans la phase liquide laquelle circule horizontalement, le gaz et le liquide circulent donc à courant croisés. Les colonnes à garnissage permettent de diviser le flux de liquide en films fins à travers le gaz circulant à contrecourant.

Le gaz à purifier est introduit en pied de colonne d'absorption, tandis que la solution est introduite en tête de colonne, La solution riche en soluté s'écoulant en pied de colonne est réchauffé, dans un échangeur croisé avec la solution pauvre, c'est à dire avec la solution

régénéré. Cette solution riche est alors introduite dans la colonne de régénération. Dans les unités traitant les gaz acides à pression élevée un ballon de détente maintenu à pression intermédiaire est parfois utilisé avant la colonne de régénération. Le solvant pauvre provenant de la colonne de régénération, après un premier refroidissement dans l'échangeur avec le solvant riche, puis refroidissement plus poussé avec de l'air ou de l'eau, est réintroduit dans la colonne d'absorption. Le gaz séparé sortant de la tête de la colonne de régénération contient de la vapeur d'eau, laquelle est condensée puis recyclée dans la colonne de régénération. Le gaz acide restant est envoyé vers un stockage.

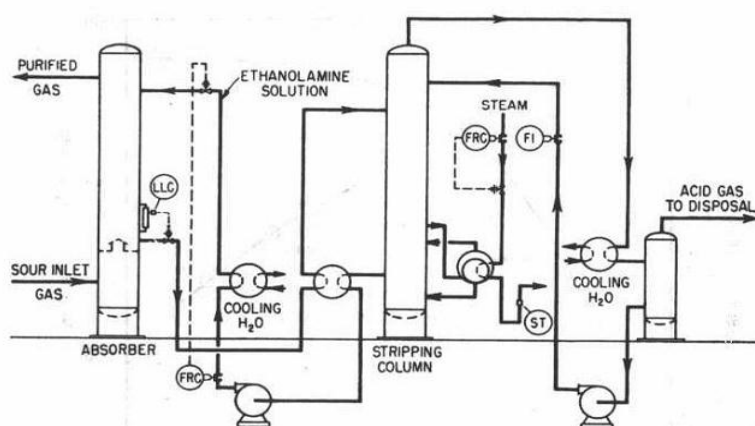


Figure III-2-Schéma d'une absorption chimique, [9]

La chaleur nécessaire pour la régénération est apportée par de la vapeur par l'intermédiaire d'un rebouilleur. Elle permet d'élever la température de la solution riche jusqu'à la température de bulle du solvant pauvre (sous forme de chaleur sensible), d'apporter la chaleur de dissociation des composés ayant réagi, de déplacer l'équilibre de réaction afin de libérer le gaz acide, et de vaporiser la solution aqueuse faisant office de reflux dans la colonne (sous forme de chaleur latente de vaporisation). [18]

CHAPITRE IV

DESCRIPTION GENERALE DE CPF(QH)

IV-1.DESCRPTION GENERALE DE CPF(QH)

La nouvelle installation de traitement de Quartzite de Hamra (QH) est conçue pour traiter 11 millions Sm^3/jour de gaz (base sèche) provenant de 33 puits de production dans quatre (4) champs, dans la région de RHOURDE NOUSS. L'usine a une production nominale de 10 millions Sm^3/jour et produit du gaz résiduaire sec ayant un Pouvoir Calorifique Supérieur (PCS) entre 9 800 et 9 900 Kcal/ Sm^3 et un contenu de CO_2 inférieur à 2,0 % molaire. Le gaz d'exportation est envoyé vers le gazoduc GR4 du réseau de transport TRC.

Le mélange multiphasique de gaz, condensat et eau entre dans le slug catcher de l'usine à une pression opérationnelle normale d'environ 40 bar g, à une température d'environ 50 °C et contenant jusqu'à 8,6 % molaire de CO_2 . Dans le slug catcher, le gaz est séparé du condensat et de l'eau libre.

À l'intérieur de l'installation de traitement, le gaz est comprimé par des compresseurs booster (2 x 50%) jusqu'à 85 bar g et passe à travers une unité de décarbonatation (Acid Gas Removal Unit ou AGRU) afin de réduire le contenu de CO_2 à moins de 2,0 % molaire. Le gaz sortant de l'unité AGRU, qui est saturé en eau, passe à travers une unité de déshydratation sur tamis moléculaires afin de réduire son humidité à moins de 1,0 ppmv. Le gaz sec passe ensuite à travers une unité d'expansion où le condensat du gaz est séparé grâce à l'effet de refroidissement causé par l'expansion isentropique. Ce processus permet de corriger, selon les besoins, le pouvoir calorifique du gaz.

Après cela, le gaz décarbonaté sec est comprimé à 96 bar et refroidi à 60 °C avant d'être mélangé au gaz de retour de l'usine GPL.

Le CO_2 extrait du gaz par l'unité de décarbonatation est comprimé en cinq stages de compression à 207 bar. Entre le troisième et le quatrième stage de compression, le gaz acide ayant une pression de 55 barg passe à travers un déshydrateur au glycol, afin de réduire la teneur en eau à moins de 100 ppmv avant la réinjection dans un puits.

Le condensat instable, à un débit de conception de 145 m^3/h (110 m^3/h nominal aux conditions d'opérations), est récupéré du gaz humide entrant dans l'usine et est déshydraté à moins de 0,1 % volume avant d'être envoyé aux installations existantes de l'usine Phase A pour stabilisation. [20]

Les eaux huileuses produites sont envoyées vers une unité de traitement pour être traitées conformément aux exigences de qualité de SONATRACH, soit moins de 10 mg/L d'huile libre et d'huile en suspension dans l'eau, avant d'être envoyées dans un bassin d'évaporation. La capacité de traitement est de 500 m³/jour.

La nouvelle installation de traitement de RHOURE NOUSS QH comprend les deux(2) systèmes suivants :

- Le système de collecte du gaz et collecteurs
- L'unité de traitement de gaz de RHOURE NOUSS indiqué par CPF (Central Processing Facility).

Le CPF est subdivisé en six (6) sections :

- la séparation du mélange multiphasique (Slug Catcher)
- le traitement du gaz ;
- la compression et la déshydratation du CO₂;
- le prétraitement du condensat instable;
- le traitement de l'eau produite (déshuilage) ;
- les utilités. [23]

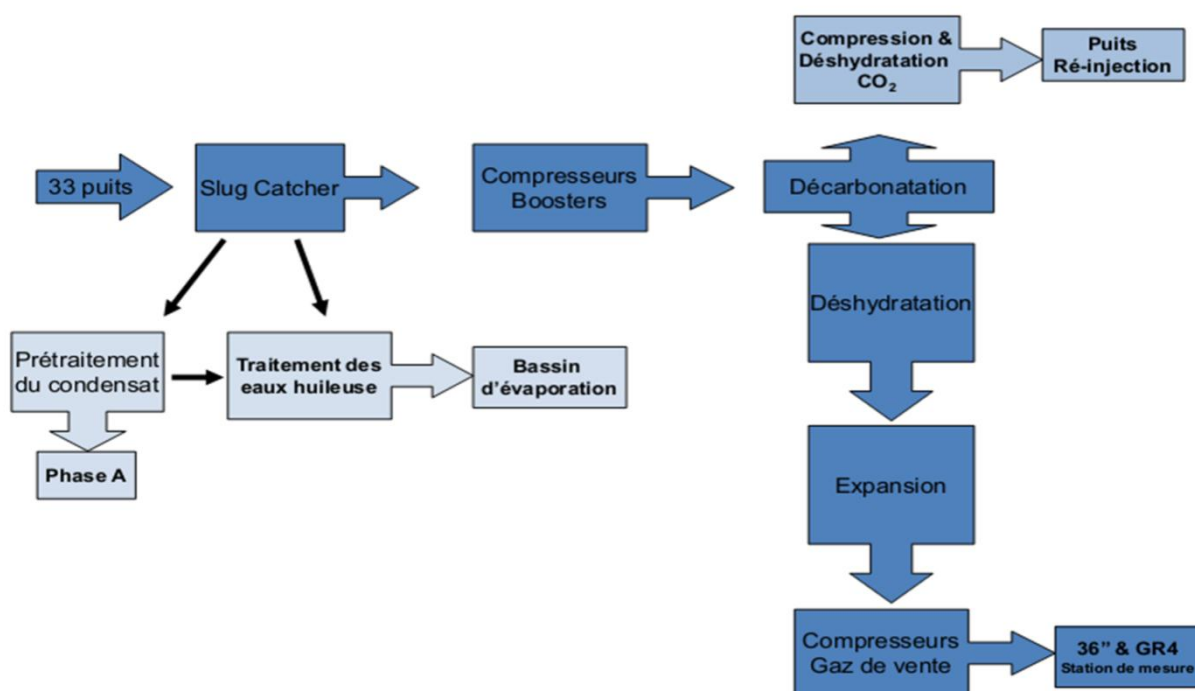


Figure IV-2-schéma bloc du CPF[23]

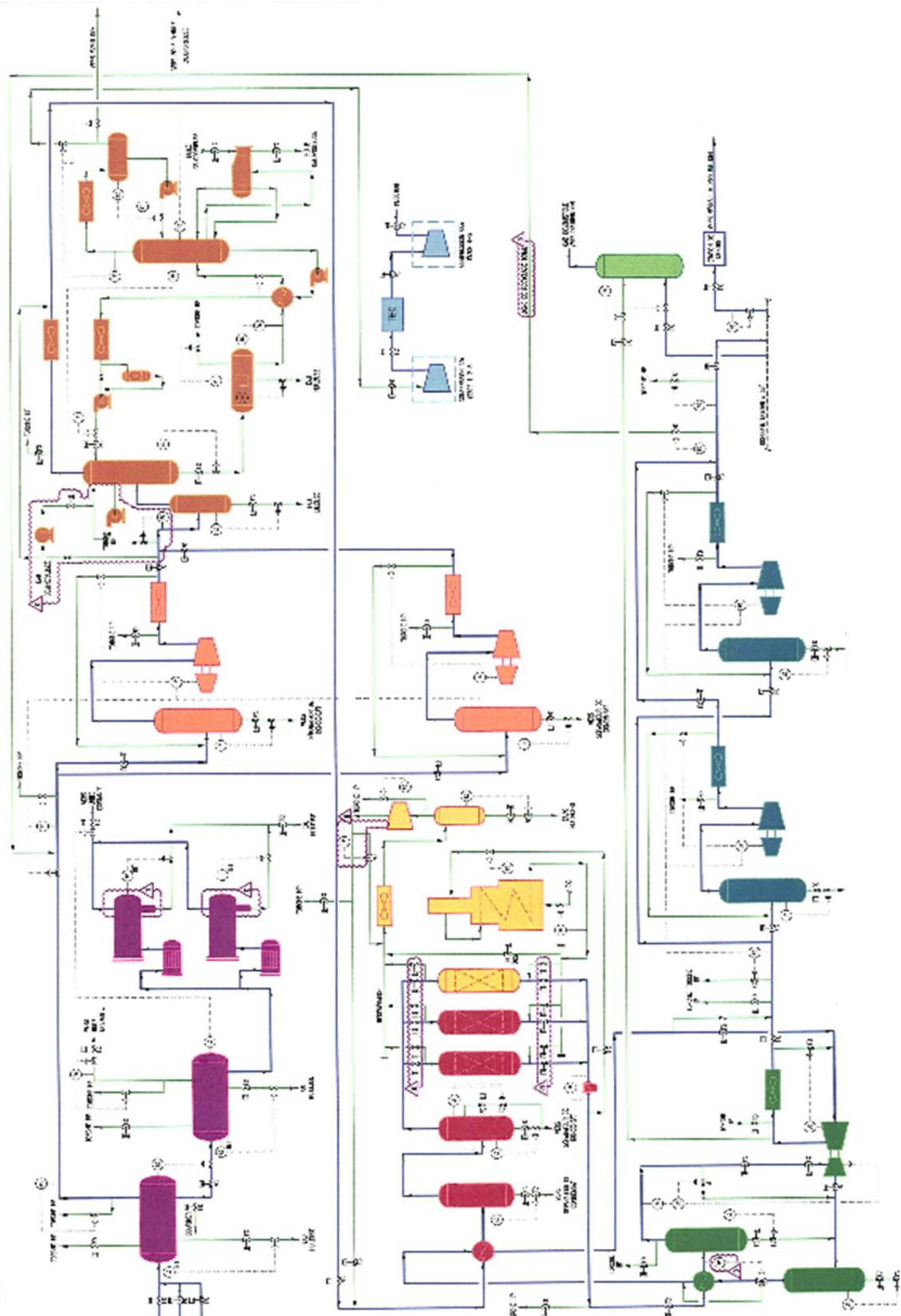


Figure IV-1-Vue générale du CPF [1]

IV.2. DESCRIPTION DES DONNÉES DE PROCÉDÉ

IV.2.1 Description de l'alimentation

La composition brute sèche du gisement est présentée dans le tableau suivant. Les données présentées sont pour les quatre (4) champs de production.

Tableau IV-1-La composition brute sèche du gisement

Composant	Composition base sèche (fraction molaire)			
	Nominale (N)	10 % CO ₂ (N2)	Légère (L)	Riche (R)
N ₂	0.0051	0.0050	0.0051	0.0052
CO ₂	0.0842	0.1000	0.0848	0.0792
Méthane	0.7927	0.7790	0.7982	0.7455
Éthane	0.0501	0.0492	0.0504	0.0751
Propane	0.0193	0.0190	0.0175	0.0290
i-Butane	0.0064	0.0063	0.0058	0.0086
n-Butane	0.0065	0.0064	0.0059	0.0084
i-Pentane	0.0041	0.0040	0.0037	0.0045
n-Pentane	0.0021	0.0021	0.0019	0.0025
n-Hexane	0.0044	0.0043	0.0040	0.0045
n-Heptane	0.0045	0.0044	0.0041	0.0055
n-Octane	0.0030	0.0029	0.0027	0.0076
n-Nonane	0.0034	0.0033	0.0031	0.0060
n-Décane	0.0027	0.0027	0.0024	0.0046
n-C ₁₁	0.0019	0.0019	0.0017	0.0030
C ₁₂ +	0.0096	0.0094	0.0087	0.0108
TOTAL	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000

Il est considéré qu'il y a 658 mg/L de chlorures. Il n'y a pas de composé sulfuré, pas de composé d'ammoniac et pas d'autres contaminants identifiés. Toutefois, le gaz est supposé saturé en eau.

Débit de conception entrée CPF 11 millions Sm³/jour de gaz (base sèche)
 Débit nominale d'opération entrée CPF 10 millions Sm³/jour de gaz (base sèche) -
 Pression 40 barg
 Température 55 °C. [20]

IV.2.2 Spécifications des produits de gaz de vente :

La composition du gaz de vente correspondant au débit nominal d'opération est présentée dans le tableau suivant.

Tableau IV-2-Composition du Gaz de Vente

Composition du Gaz de Vente (base sèche)	
Composant	% molaire
N ₂	0.5766
CO ₂	1.8591
Méthane	88.1797
Éthane	5.4412
Propane	1.9967
i-Butane	0.6135
n-Butane	0.5939
i-Pentane	0.3101
n-Pentane	0.1504
n-Hexane	0.1792
n-Heptane	0.0775
n-Octane	0.0161
n-Nonane	0.0049
n-Décane	0.0007
n-C11	0.0000
C12+	0.0001
Total	1.0000

Débit nominal d'opération	8.6 millions Sm ³ /jour
Pression	96 barg
Température	60 °C
Poids moléculaire	18.9
Contenu en eau du gaz de vente	<1,0 ppmv
Point de rosée des hydrocarbures	-9.3 °C à 96 barg

IV.2.3 Conditions aux limites de Rhourde Nouss (CPF)

Le tableau suivant montre la température et la pression des courants entrant et sortant du CPF.

Tableau IV-3- Conditions aux limites du CPF[20]

Courant	Température °C	Pression bar(g)
Alimentation de l'unité en provenance des puits	55 °C	40 barg
Condensat récupéré dirigé vers les installations existantes	51 °C	26,3 barg
Gaz lourds vers installations existantes	51 °C	27 barg
Gaz de vente	60 °C	96 barg
Dioxyde de carbone (CO ₂)	80 °C	207 barg

CHAPITRE V

DESCRIPTION DE L'UNITE DE DECARBONATATION (AGRU)

V- DESCRIPTION DE L'UNITE DE DECARBONATATION (AGRU)

Le but de l'unité de décarbonatation est de réduire la quantité de dioxyde de carbone (CO_2) du gaz d'alimentation de 8,6 % molaire à la spécification finale de gaz d'exportation inférieur à 2 % molaire. L'unité AGRU est basée sur la technologie combinée d'absorption à contrecourant avec une solution d'amine, suivi par une étape de régénération dans laquelle le CO_2 est éliminé de la solution d'amine. [21]

V-1-ENTREE DES GAZ ACIDES (DC -C-280001)

Les gaz acides qui proviennent des compresseurs booster entrent dans le Séparateur entrée de l'unité de décarbonatation (G64-VD-28-01) à une pression de 82 barg et à une température 55 °C. Dans le séparateur, les liquides présents dans le courant du gaz sont séparés et envoyés dans le système de traitement des eaux huileuses.

V-2-ABSORBEUR DE CO_2 (DC -C-280002)

Les gaz acides provenant du séparateur d'entrée entrent au bas de la colonne d'absorption (G64-C A-28-01) où ils entrent en contact à contrecourant à travers 18 plateaux avec une solution d'amine (amine pauvre) qui entre en haut de la colonne. Les gaz décarbonatés sortant du haut de l'absorbeur, ayant une teneur inférieure à 2% molaire de CO_2 et étant saturé d'eau, sont refroidis de 73°C à 60°C par l'Aéroréfrigérant du gaz décarbonaté (G64 -GC-28-03A/B), et ensuite acheminés vers le système de déshydratation de gaz. Le gaz doux est plus chaud que le gaz acide entrant dans l'Absorbeur dû au fait que l'absorption du CO_2 par l'amine est une réaction exothermique.

La perte de pression dans l'Absorbeur de CO_2 est disponible dans le système DCS (28-PDI -005). Une augmentation de la pression différentielle indique normalement la présence de moussage dans la colonne et signale la nécessité d'injecter l'agent anti -mousse. Le dosage recommandé, indiqué à la section 4.2, ne doit pas être excédé afin de s'assurer d'avoir un bon fonctionnement.

Afin de minimiser les pertes d'amine dans les gaz doux sortant de la colonne, la partie supérieure de l'Absorbeur est pourvue d'un système de lavage à l'eau déminéralisée qui est circulée continuellement par les Pompes d'eau de lavage (G64 -PA-28-06A/B). Les deux premiers plateaux en haut de la colonne sont dédiés au lavage; l'eau qui circule en contrecourant avec les gaz s'accumule sur un plateau cheminée, entre les plateaux 2 et 3. [21]

V-3-BALLON DE FLASH D'AMINE (DC -C-280003)

Dû au fait que l'absorption du CO₂ par la solution d'amine est un processus exothermique, la température de l'amine riche qui sort du fond de la colonne est plus chaude que l'amine pauvre. L'amine riche qui provient de l'absorbeur de CO₂ à 80 °C est acheminée vers le Ballon de flash d'amine riche (G64 -VD-28-02) afin d'enlever une partie de CO₂ et les hydrocarbures légers. En réduisant la pression de 82 barg à 4.8 barg, on diminue ainsi la charge sur le Régénérateur d'amine localisé en aval (G64-CE-28-01). Dans le ballon, le contrôle de pression se fait par le contrôleur 28-PIC-015 en éventant les gaz vers la torche BP. Le contrôleur a un mode d'opération continue car la quantité de gaz produit est continue, il agit sur la vanne de contrôle 28-PV-015. Lors du démarrage, le ballon de flash doit être pressurisé avec de l'azote en utilisant le raccordement permanent d'azote.

Le ballon de flash est équipé d'une écumoire qui permet le drainage d'une couche d'hydrocarbures, qui peut apparaître pendant l'exploitation normale. Ce drainage se fait vers le système des eaux huileuses.

V-4-ÉCHANGEUR DE CHALEUR AMINE RICHE/PAUVRE (Pet ID C-280004)

L'amine riche, à 80°C et provenant du ballon de flash passe à travers les tubes des Échangeurs de chaleur amine pauvre/riche (G64-GA-28-01A/B/C/D/E/F/G/H) pour se préchauffer jusqu'à 103 °C par un échange thermique avec l'amine pauvre chaude provenant du Régénérateur.

L'amine riche préchauffée est ensuite dirigée vers le régénérateur d'amine dans une conduite de 20 po. Cet écoulement est bi -phasique puisqu'une petite quantité de gaz se vaporise suite au réchauffement.

L'amine pauvre, refroidie à 89°C environ, est quant à elle dirigée dans une conduite de 18 po vers les aérorefroidisseurs de l'amine recyclé avant d'être pompée et circulée vers l'absorbeur. Une conduite de débit minimum sur laquelle on retrouve la vanne 28-FV-078 protège les pompes boosters d'amine en retournant l'amine vers le fond du régénérateur. Un embranchement de 3 po permet d'envoyer l'amine vers le filtre de drainage d'amine G64-MB-28-05 et le réservoir tampon d'amine G64-RA-28-01 lors des mises hors -service. [21]

V-5-REGENERATION D'AMINE (DC -C-280011)

Le régénérateur d'amine est la plus haute colonne du CPF. Elle s'élève à 40 mètres au-dessus du sol et compte 17 plateaux pour bien désorber le CO₂ de l'amine.

Le CO₂ est retiré de l'amine par évaporation (épuisement) avec la chaleur fournie par les rebouilleurs.

Le reflux apporte le refroidissement nécessaire à la colonne.

Le courant d'amine riche chaude entre dans la partie supérieure de la colonne du Régénérateur d'amine (G64-CE-28-01) sous les plateaux de reflux, et s'écoule vers le bas, à contre-courant de la vapeur d'eau de régénération qui remonte. Le Régénérateur d'amine est équipé de trois (3) rebouilleurs de type bouilloire (kettle) (G64-GA-28-02A/B/C), pour la régénération de l'amine. L'énergie pour les rebouilleurs est fournie par de l'huile caloporteuse. Pour éviter la détérioration de l'amine, la température des rebouilleurs est maintenue en-dessous de 130°C. Le contrôleur de température 28-TIC-068 sur la colonne du régénérateur envoie un signal vers 41-TIC-200 qui contrôle la température de sortie de la fournaise d'huile calo porteuse. Le contrôleur 41-TIC-200 est en cascade avec le contrôleur de débit du gaz combustible 41-FC-6210 qui agit sur la vanne de contrôle de débit du gaz combustible qui alimente les brûleurs de la fournaise d'huile caloporteuse, 41-FV-6210. Le point de consigne du contrôleur 28-TIC-068 est de 128 °C.

La perte de pression dans la colonne du Régénérateur est disponible dans le DCS par 28 -PDI -066. Une augmentation de la pression différentielle (28-PAH-066) indique normalement un moussage dans la colonne et signale la nécessité d'injecter l'agent anti - mousse.

Le gaz de tête du Régénérateur, qui est constitué essentiellement de CO₂ saturé d'eau, est envoyé vers l' Aérorefroidisseur de tête du CO₂ (G64-GC-28-02A/B) afin de condenser l'eau en refroidissant le gaz de 90 à 55 °C avec le contrôleur de la température, 28-TIC-099. Le gaz refroidi est acheminé vers le Ballon de tête du régénérateur d'amine (G64-VA-28-01) où l'eau condensée est séparée du gaz.

Le Ballon de tête du régénérateur d'amine reçoit aussi l'eau déminéralisée d'appoint. L'injection de l'eau déminéralisée d'appoint se fait continuellement afin de compenser les pertes d'eau dans le gaz doux qui sort de la colonne d'absorption. Le débit de l'eau déminéralisée est contrôlé par le contrôleur 28-FIC-254. Le contrôleur agit sur la vanne de contrôle

28-FV-254. L'eau condensée et l'eau d'appoint sont envoyées vers le Régénérateur d'amine comme reflux par les Pompes de tête du Régénérateur d'amine (G64-PA-28-02A/B).

Les gaz qui proviennent du ballon de tête sont envoyés vers l'unité de compression et de déshydratation de CO₂(CCDU) sous contrôle de pression.

L'inventaire d'amine dans le système est continuellement réduit dû aux pertes d'amine dans le gaz doux et aux pertes d'eau dans le gaz doux et le CO₂. Comme expliqué précédemment, l'appoint d'eau est continu (2 m³/h environ) mais l'appoint d'amine se fera une fois par semaine selon les résultats des analyses de laboratoire. Conséquemment, le niveau dans le Régénérateur d'amine aura tendance à baisser entre les appoints d'amine.

Mais comme l'objectif est de maintenir un débit constant de recirculation d'amine dans l'Unité de Décarbonatation, le contrôleur de niveau du Régénérateur d'amine, 28 -LIC-065, a une plage morte de +/- 20% autour du point de consigne. Le contrôleur de niveau est en cascade avec le 28-FIC-025A, en ajustant la vanne de contrôle 28-FV-025 située au refoulement commun des Pompes de Recirculation d'amine. S'il y a une déviation du point de consigne du 28 -FIC-025A, le contrôleur de débit agit sur la vanne de contrôle 28-FV-025 pour fermer ou ouvrir la vanne de contrôle en conséquence.

La solution d'amine pauvre «chaude» recueillie au fond de la colonne du régénérateur est pompée à 10 barg à un débit de 665 m³/h par les Pompes booster d'amine (G64 -PA-28-05A/B) jusqu' aux calandres des Échangeurs de chaleur amine pauvre/riche (G64-GA-28-01A/B/C/D/E/F/G/H) pour échange thermique avec l'amine riche « froide » qui vient du Ballon de Flash Amine Riche, réduisant la température de 128 °C à 90 °C.

L'amine pauvre provenant des Échangeurs de chaleur amine pauvre/riche est acheminée vers l'Aéroréfrigérant de recirculation d'amine (G64-GC-28-01A/B/C/D/E/F), réduisant la température de 90 à 59 °C en utilisant le contrôleur 28-TIC-028. Dans le but d'éviter la condensation d'hydrocarbures, qui pourrait favoriser le moussage dans la colonne d'absorption, la température de l'amine pauvre doit être maintenue 5°C plus chaude que celle du gaz qui alimente l'Absorbeur de CO₂.

La différence de température entre l'amine pauvre et le gaz acide est calculée par la fonction de calcul 28-TDA-043 avec les signaux des transmetteurs 28 -TIT-043 (amine pauvre) et 28 -TIT-013 (gaz acides). L'opérateur introduit le point de consigne dans le 28 -TIC-028 afin de maintenir 5°C plus chaude dans l'amine pauvre par rapport au gaz acide. Le contrôle des aéroréfrigérants se fait sur la température d'amine pauvre et non sur la différence de température (ΔT) afin d'avoir une opération plus stable.

L'amine pauvre refroidie est acheminée vers les Pompes de Recirculation d'amine (G64-PA-28-01A/B). L'amine est pompée à 90 barg et 60 °C pour la réintroduire dans le haut de la colonne d'absorption. Une boucle de débit minimal (28-FIC-024A/B avec un point de consigne de 310 m³/h) protège les pompes contre un déclenchement de bas débit par recyclage en amont de l'Aérefroidisseur de recirculation d'amine.

En aval de l'Aérefroidisseur de Recirculation d'Amine, un écoulement d'environ 10% du débit total d'amine passe dans un filtre au charbon activé (G64-MB-28-03). [21]

V-6-POMPES BOOSTER D'AMINE (Pet ID C-280012)

La solution chaude d'amine pauvre recueillie au fond du régénérateur est pompée à 10 barg par les pompes boosters d'amine (G64-PA-28-05A/B) vers les calandres des échangeurs de chaleur amine riche/pauvre. Ces pompes 2x100% ont une puissance de 300 kW. Une seule pompe opère à la fois sauf lors des permutations.

Chaque branche à l'aspiration des pompes possède une vanne d'isolation manuelle et une crépine avec indicateur local du différentiel de pression.

Les corps des pompes sont connectés au système de drainage d'amine et de drains ouverts.

V-7-FILTRES D'AMINE (P&ID C-280009)

Un soutirage d'amine dans une conduite de 6 po et d'environ 10 % du débit total est pris en aval de l'aérefroidisseur de l'amine recyclée et circule dans les filtres d'amine avant de rejoindre le courant principal en amont des pompes de recirculation.

L'objectif principal du soutirage est d'enlever en continu les contaminants tels que les produits de dégradation et les acides organiques (précurseurs des Sels Stables « Heat stable salts, HSS ») pour réduire le risque de moussage de l'amine et l'encrassement graduel du circuit. Le système de filtration est composé d'un filtre au charbon activé G64 -MB-28-03 installé entre un préfiltre et un après -filtre à cartouches (G64 -MB-28-02 et G64-MB-28-04). Le préfiltre protège le lit de charbon activé contre le colmatage alors que l'après -filtre enlève les particules de charbon qui ont pu se déloger.

Les filtres à cartouches sont équipés d'un indicateur local de différentiel de pression. Le filtre au charbon est muni d'un transmetteur de différentiel de pression avec alarme haute au DCS. Chaque filtre est protégé par une soupape de sécurité avec soupape de rechange. Les soupapes sont réglées à 13.0 barg et sont reliées au système de drainage d'amine. Les fonds des filtres sont aussi reliés aux systèmes de drainage d'amine en plus du système de drains ouverts.

L'amine circule de haut en bas dans le lit de charbon activé. Avant son utilisation, le lit doit être lavé pour enlever les poussières de charbon. Ceci est effectué par un lavage à l'eau à contrecourant en se servant des connexions de 10 po. Le lit doit être changé lorsqu'il y a percée du lit, lorsque le différentiel de pression atteint 1.0 bar ou lorsque jugé nécessaire par le programme de suivi établi avec le fournisseur d'amine.

Dans le préfiltre et l'après-filtre, l'amine circule de l'intérieur des cartouches vers l'extérieur. Il y a 3 cartouches par filtre et elles doivent être changées lorsque le différentiel de pression atteint 1.0 bar. Des événements manuels de 3 po et des indicateurs locaux de pression sont fournis sur chaque filtre pour les arrêts de production.

V-8-SYSTEME DE DRAINAGE D'AMINE (DC -C-280017)

L'Unité de décarbonatation est équipée d'un système de drainage d'amine dédié. Le Ballon de drainage d'amine (G64 -VD-28-03) recueille par gravité tous les drains d'amine. Les liquides drainés sont ensuite envoyés vers le Réservoir tampon d'amine par les Pompes du ballon de drainage (G64-PN-28-04A/B). Avant d'entrer dans le réservoir, la solution d'amine passe à travers un filtre mécanique à cartouches (G64 -MB-28-05). Le niveau d'amine dans le réservoir de drainage est maintenu par un contrôleur de niveau (28-LIC-106) qui démarre ou arrête automatiquement les Pompes du ballon de drainage à partir du DCS. Le niveau est mesuré par le 28-LIT-106, qui envoie un signal au contrôleur 28 -LIC-106, lequel a une opération discontinue. Lorsque le niveau atteint le bas niveau, le contrôleur arrête la pompe. Par contre, lorsque le niveau atteint le haut niveau, le contrôleur démarre la pompe.

Si le niveau dans le Ballon de drainage est très bas, l'alarme 28 -LAL L-107 déclenche, par le système d'arrêt d'urgence, l'arrêt des Pompes du ballon de drainage et le Réchauffeur électrique.

Le réchauffeur électrique est utilisé seulement pour pomper l'amine du ballon pendant l'hiver, si la température de l'amine est inférieure à 30°C. La température dans le réservoir est mesurée par le transmetteur 28 -TIT-105 lequel envoie un signal au contrôleur 28-TIC-105 afin de démarrer le réchauffeur. Le sélecteur 28 -HS-118 permet à l'opérateur de mettre le réchauffeur en mode manuel ou en mode automatique. Le mode automatique démarre automatique le réchauffeur lorsque le contrôleur envoie son signal. L'opérateur utilise le mode automatique seulement lorsqu'il a besoin de pomper de l'amine. En temps normal, le sélecteur est en mode manuel, afin d'éviter de chauffer l'amine inutilement.

En mode automatique, le contrôle de température se fait par le contrôleur 28-TIC-105 qui opère de façon discontinue. Lorsque la température est inférieure à 30 °C, le réchauffeur est mis en marche. Lorsque la température atteint 30 °C le contrôleur arrête le réchauffeur. Sur très haute température (28-TAHH -118), le réchauffeur est arrêté automatiquement par le système d'arrêt d'urgence.

De l'azote est utilisé comme gaz tampon dans le Ballon de drainage de l'amine afin d'éviter le contact de l'amine avec de l'oxygène. La pression d'opération du ballon est mesurée par le 28-PIT-145, situé dans la ligne de gaz tampon. Le signal du transmetteur de pression est envoyé aux contrôleurs 28-PIC-145A et 28 -PIC-145B. Les contrôleurs 28 -PIC-145A/B ont une modulation continue et agissent sur les vannes de contrôle 28-PV-145A et 28-PIC-145B, respectivement.

La pression dans le ballon doit se maintenir à 0.5 bar. Un seul point de consigne est entré dans 28-PIC-145A, SPA. Le point de consigne de 28 -PIC-145B est automatiquement assigné à SPA+ 0.1 bar. Lorsque la pression diminue à moins de 0.5 bar, le contrôleur 28-PIC-145A ouvre la vanne de contrôle 28-PV-145A pour admettre de l'azote dans le ballon jusqu'au moment où la pression de 0.5 bar est atteinte. Par contre, si la pression dans le ballon est plus élevée que 0.6 bar, le contrôleur 28-PIC-145B ouvre la vanne de contrôle 28-PV-145B pour permettre d'éventer l'azote et diminuer la pression jusqu'à 0.5 bar.

Le contrôleur est configuré pour donner une alarme de mauvais fonctionnement si les deux vannes A/B reçoivent un signal d'ouverture.

V-9-STOCKAGE D'AMINE (DC -C-280010)

L'Unité de décarbonatation est pourvue d'un réservoir de stockage d'amine ayant la capacité de rétention du volume de toute l'unité. Le Réservoir tampon d'amine (G64 -RA-28-01) est muni d'un gaz tampon afin d'éviter le contact de l'amine avec de l'oxygène. La pression d'opération du réservoir est mesurée par le 28-PIT-048, situé dans la ligne de gaz tampon. Le signal du transmetteur de pression est envoyé au contrôleur 28 -PIC-048.

La pression dans le réservoir doit se maintenir à 15 mm H₂O. Lorsque la pression diminue à moins de 14.5 mm H₂O, le contrôleur 28-PIC-048 ouvre la vanne de contrôle 28 -PV-048 pour admettre de l'azote dans le réservoir jusqu'au moment où la pression atteint 14.5 mm H₂O. Par contre, si la pression dans le réservoir est plus élevée que 15.5 mm H₂O, la vanne 28-PCV -044 ouvre pour permettre d'éventer l'azote et diminuer la pression jusqu'au point de consigne.

Le CO₂ qui provient de l'AGRU est comprimé et déshydraté dans la CCDU localisée en aval. Si ces unités de traitement de CO₂ (compresseur de CO₂ et unité TEG) sont hors service, le CO₂ qui provient de la colonne du régénérateur est envoyé vers la cheminée de CO₂ par la valve de contrôle 28-PV-067B située en aval du Ballon de tête d'amine. [21]

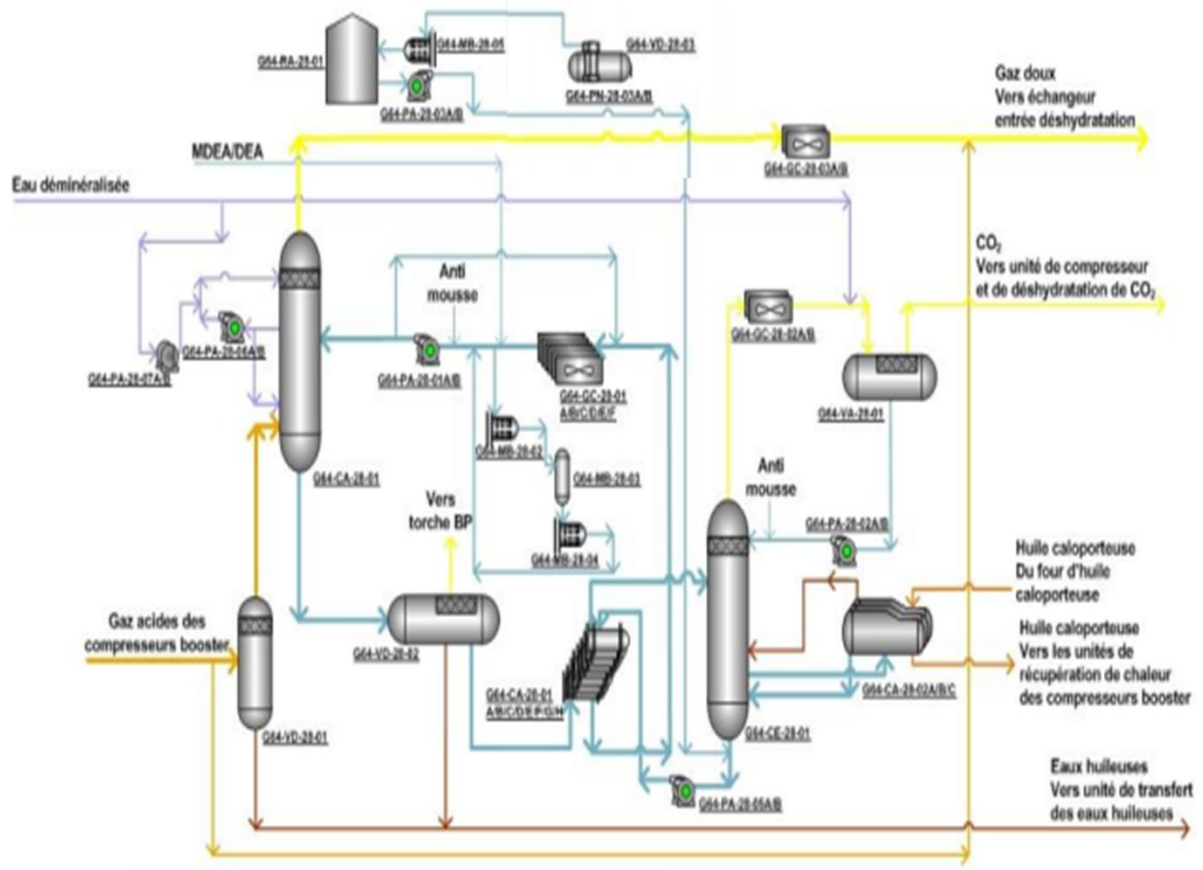


Figure V-1-Diagramme d'écoulement de procédé de l'unité AGRU[21]

V-10-SECURITE

Chaque activité industrielle quelle que soit sa taille ou son implantation, est sujette à une grande variété d'incidents ou à des situations graves qui peuvent sérieusement perturber son fonctionnement, l'endommager et la détruire. [23]

V-10-1-Élément d'organisation

Fonction sécurité (intervention prévention et environnement) a pour mission de fournir à la hiérarchie un organe de contrôle et les moyens de soutenir les activités d'exploitation et de gestion dans un climat de quiétude.

Ses trois niveaux de commandement sont des niveaux de fonction (chef de département) de sous fonction (chef de service) et un niveau de section. sa raison d'être est la préservation des hommes, des équipements et de l'environnement, elle assiste les compétences chargées de la médecine du travail et l'organisation dans l'observation des postes de travail et les nuisances.

Elle est subdivisée en trois services spécialisés placés chacun sous l'autorité d'un chef de service :

• service prévention

Les inspecteurs et ingénieurs de sécurité seront d'une expérience éprouvée, chacun suivant son affectation, ont la charge d'inspecter les installations, de délivrer des autorisations pour les travaux et de les surveiller pour être à l'affût du risque.

Ils peuvent par moment être formateurs, analystes des risques et des causes d'accidents.

- Elle a en charge, l'analyse des incidents, accidents et des nuisances.
- Elle détermine les causes et propose les solutions d'élimination ou de réduction.
- Elle propose des substitutions quand le risque est ressenti.
- Elle a le choix des moyens de protection individuelle et collective.
- Elle doit être à l'écoute de tous et de tout.
- Elle assure avec sa hiérarchie et le département formation (DRH) la recherche documentaire le choix des formateurs, le choix des moyens et méthodes pédagogiques pour assurer la réalisation de son plan de formation.

•Service intervention

Sa tâche est d'assurer une disponibilité permanente de lutte contre les incidents ou les accidents.

Il est composé de personnel qualifié, sa mission est :

- Intervenir en cas d'accident.
- Assurer une vigilance constante contre l'incendie et l'explosion.
- Assister les travaux dangereux en y apportant la couverture de sécurité nécessaire.

- Assurer l'entretien préventif des systèmes de protection et des équipements et matériels anti incendie.
- Assurer l'entraînement du personnel aux exercices d'intervention.
- Établir, actualiser et appliquer les plans d'intervention du complexe et autres
- Faire appliquer les consignes générales et particulières de sécurité.

• **service Environnement**

Cette fonction particulière avec à la tête un chef de service environnement est composé en principe de spécialistes dans les domaines, des Gaz, des Solides, des Liquides, ces trois domaines sont la ligne principale de son organisation.

L'activité de ce service s'impliquera dans tous les domaines de l'unité industrielle, sa collaboration avec les organismes de l'état peut déborder jusqu'aux Organisations Non Gouvernementales (O.N.G).

Les travaux de ce service seront essentiellement de constats et d'analyses, les avis et conclusions seront réservés à la hiérarchie et seront empreints de discrétion dans le cadre du respect du secret de la profession.[23]

V-11-SYSTEME DE SECURITE FEU ET GAZ

V-11-1-Réseau d'eau d'incendie (DC -C-710001 à DC-C-710013)

Le carburant diesel est nécessaire pour la génératrice diesel (6PO-EG-84-01), ainsi que pour les pompes d'eau d'incendie à moteur diesel (700-PA-71-02A/B). Le carburant diesel est fourni aux réservoirs de stockage dans chaque système par des camions -citernes.

Le réseau d'électricité d'urgence comprend un réservoir journalier de diesel et une génératrice de 400 V c.a., triphasée, 3 w. La capacité du réservoir de stockage de diesel est pour 12 heures à pleine charge opérationnelle.

Chaque pompe d'eau d'incendie à moteur diesel est équipée d'un réservoir journalier (700 -RX-71-01A/B) d'une capacité minimale de huit (8) heures.

Le réseau d'eau d'incendie comprend un réservoir de stockage d'eau d'incendie (700 -RA-71-01), avec une capacité nominale de 11 356 m³ (capacité d'environ 12 heures), deux pompes principales d'eau d'incendie à moteur électrique (700 -PA-71-01A/B),

deux pompes d'eau d'incendie d'urgence à 100% à moteur diesel (700 -PA-71-02A/B), et deux pompes d'appoint à moteur électrique (700 -PA-71-03A/B). Les pompes refoulent vers une conduite principale de distribution d'eau d'incendie conforme à la norme NFPA 24.

Lors d'opérations normales, le réservoir d'eau incendie doit être maintenu plein sous contrôle de niveau (71-LT-040), raccordé au système de production d'eau d'utilités.

La pression dans la conduite principale d'eau d'incendie est maintenue par la pompe d'appoint à une pression de 8,6 bar ou plus, et la pompe est démarrée et arrêtée automatiquement par le système de feu et gaz, en fonction des signaux provenant des transmetteurs de pression du collecteur de refoulement 71-PIT-044 A/B/C. Les pompes d'eau d'incendie principales (électriques ou diesel) sont démarrées automatiquement par le système de feu et gaz. Une demande en eau d'incendie qui dépasserait la capacité de la pompe d'appoint (45,4m³/heure) entraînerait donc une réduction de la pression dans la conduite principale en boucle au point de consigne pour démarrer la pompe d'eau d'incendie (électrique). La défaillance du signal de démarrage de la pompe électrique d'eau d'incendie entraînerait automatiquement le démarrage de la pompe à moteur diesel d'eau d'incendie d'urgence. Les pompes d'eau d'incendie électrique et à moteur diesel ont un débit nominal de 908,5 m³/heure à une tête hydraulique de 97,6 m. La pompe régulatrice doit s'arrêter quand la pompe d'eau d'incendie principale démarre et quand le débit est stabilisé.

Toutes les pompes sont équipées de sélecteurs manuels locaux et à distance et de marche/arrêt pour les essais et la maintenance. Les essais de pompes doivent être effectués périodiquement tels que requis avec la pompe en mode « manuel » et le refoulement vers la conduite principale de distribution fermé. Un raccord de contournement en amont du robinet d'isolement du refoulement principal se raccorde au collecteur d'essai qui recycle au réservoir de stockage d'eau d'incendie. La restriction et l'indication du débit (71-FE-090) sont fournies sur la conduite d'essai.

Le réseau incendie est banalisé avec le réseau existant. Cependant, les réseaux sont normalement séparés et la vanne est fermée et ce système n'est pas conçu pour opérer avec la vanne ouverte. SNC -Lavalin ne recommande pas l'ouverture de la vanne de banalisation.

V-11-2-Détection de Feu et Gaz

Il faut noter que les déclenchements d'équipement de procédé sont toujours réalisés par le système ESD sur signal transmit à partir du F et G.

- **Zone de décarbonatation G64**

Une pré-alarme avertit l'opérateur lors d'une détection de haut niveau de gaz. Une détection de très haut niveau de gaz déclenche une alarme générale dans le secteur. Aucun arrêt de système n'est provoqué. [22]

V-12-IDENTIFICATION DES DANGERS DES SOLUTIONS D'AMINES

1. Effets sur les yeux

Le liquide et les vapeurs causent une irritation conjonctivale sévère et une lésion de la cornée. Des effets graves peuvent apparaître si le traitement n'est pas entrepris rapidement.

2. Effets sur la peau

Le liquide et les solutions aqueuses contenant plus de 50% environ de l'amine, provoquent une irritation et des brûlures chimiques, qui seront graves en cas de contact prolongé.

3. Effets par ingestion

Lors de l'ingestion, on peut avoir les effets suivants : forte irritation de la bouche, de la gorge et des voies digestives.

Une quantité importante peut avoir les effets suivants : irritation gastro-intestinale grave. Une dose importante peut avoir les effets suivants : dépression du système nerveux central, évanouissement, convulsions.

A partir des études sur les animaux, on peut prévoir les effets suivants : lésion du foie, lésion rénale.

4. Effets par inhalation

L'exposition aux vapeurs peut avoir les effets suivants : forte irritation du nez, de la gorge et des voies respiratoires.

Une exposition prolongée ou répétée aura les effets suivants : difficultés respiratoires, bronchite, lésion du foie.

L'exposition à de fortes concentrations de vapeurs peut avoir les effets suivants :

- Gonflement pulmonaire.
- Des effets graves peuvent apparaître un certain temps après l'exposition. [23]

V-13- PREMIERS SECOURS

A. Contact avec les yeux

Rincer immédiatement et abondamment l'œil avec de l'eau pendant au moins 15 minutes, en maintenant l'œil ouvert. Consulter immédiatement un médecin.

B. Contact avec la peau

Laver immédiatement et soigneusement la peau à l'eau et au savon. Oter les vêtements contaminés au fur et à mesure du lavage. Consulter un médecin si les cloques apparaissent ou si la rougeur persiste.

C. Ingestion

Rincer la bouche avec de l'eau. Faire boire de l'eau ou du lait, par petites gorgées pour calmer les parties atteintes. Ne pas faire vomir. Si la victime est en état de choc, un traitement approprié peut s'avérer nécessaire. En cas de difficultés respiratoires, administrer de l'oxygène. Si la respiration s'arrête ou montre des signes de défaillance, pratiquer la respiration artificielle. Si le cœur a cessé de battre, pratiquer un massage cardiaque externe.

Consulter immédiatement un médecin.

D. Inhalation

Soustraire à l'exposition. Garder la personne au chaud et au repos. En cas de difficultés respiratoires administrer de l'oxygène. Si la respiration s'arrête ou montre des signes de défaillance, pratiquer la respiration artificielle. Si le cœur a cessé de battre, pratiquer un massage cardiaque externe.

Consulter immédiatement un médecin. [23]

CHAPITRE VI

PRESENTATION DE HYSYS

VI –PRÉSENTATION DE HYSYS

VI -1-GENERALITES SUR LA SIMULATION

La simulation est une forme particulière de l'expérience. Dans une expérience ordinaire (au laboratoire), l'expérimentateur exerce une action directe sur l'objet à étudier. Par contre dans la simulation, ce contact n'existe pas en ce sens que l'expérimentateur n'agit pas directement sur l'objet mais sur son modèle mathématique.

Donc, la simulation est l'utilisation d'un modèle mathématique adéquat pour étudier le comportement d'un système physique.

Un modèle mathématique est un ensemble d'équations qui décrivent le comportement d'un système à étudier (opération unitaire). Ces équations sont souvent des relations de conservation de masse, d'énergie et des équations de conservation de quantité de mouvement.

En utilisant cet aspect mathématique de raisonnement, la simulation offre un avantage majeur et important, car elle fournit une bonne approche du comportement du système réel.

De nos jours, vu le développement considérable de logiciels informatiques, la simulation est devenue un outil de travail indispensable pour l'ingénieur de génie chimique.

Le fonctionnement d'un simulateur est basé essentiellement sur le choix d'un modèle thermodynamique représentant mieux le système à étudier.

Les différentes tâches qu'un Simulateur de procédé devrait effectuer sont :

- La résolution des bilans matières et d'énergie ;
- Le dimensionnement des équipements ;
- L'évaluation économique du procédé ;
- L'optimisation du procédé.

Et pour la réalisation de celle –ci un Simulateur, doit contenir :

1. Une bibliothèque à modèles de calcul des propriétés physiques et thermodynamiques, des corps purs et des mélanges, couplée à une banque de données de corps purs ;

2. Une bibliothèque des modules standards de simulation des opérations unitaires les plus couramment présentées dans un procédé de fabrication :

- Opérations unitaires de séparation des constituants (flash, colonnes à distiller) ;
- Echangeurs de chaleur ;
- Pompes et compresseurs ;
- Réacteurs.

3. Une bibliothèque de modules à méthodes numériques algébriques ;

4. Une bibliothèque de modules de génération de diagnostics (utilitaires).

VI -2-DESCRIPTION DU SIMULATEUR HYSYS

Le logiciel HYSYS est un outil de dimensionnement utilisé par l'industrie du pétrole et du gaz pour maximiser la rentabilité des nouveaux procédés et améliorer les opérations des procédés existants.

Le logiciel HYSYS est utilisé pour s'assurer que les conceptions optimales sont identifiées. Les ingénieurs engagés dans l'engineering de design utilisent le logiciel HYSYS pour faire des calculs rapides de différents designs en utilisant des modèles efficaces et des techniques optimales.

La simulation par logiciel HYSYS réduit les coûts de l'engineering par :

- Des calculs rapides de différents designs en utilisant des modèles efficaces et des techniques optimales pour s'assurer que des équipements des procédés sont correctement spécifiés afin de déterminer les spécifications des produits voulus aux rendements de la production désirée,
- Création de modèles qui peuvent être appliqués tout le temps durant la durée de fonctionnement de l'unité à partir du design de conception jusqu'aux détails : Estimation, formation et optimisation.

Le logiciel HYSYS améliore la rentabilité de l'unité parce que :

- Les changements du design sont évalués rapidement, rendus effectifs d'une manière optimale.

- La correction des paramètres optimaux de fonctionnement est déterminée avec les changements de l'alimentation. [12]

VI -3-LES MODELES THERMODYNAMIQUES

Les modèles thermodynamiques sont souvent utilisés pour la détermination des propriétés thermodynamiques et volumétriques des composés et des mélanges.

Dans ce qui suit, les trois classes des modèles thermodynamiques et leurs applications vont être présentés.

VI -3-1-Modèles d'activité

Ces modèles sont surtout utilisés pour les systèmes qui présentent une forte polarité. Parmi ces modèles : le modèle de Mergules et le modèle Uniquac.

VI -3-2-Modèles hétérogènes

Ces modèles sont recommandés pour les systèmes de constituants présentant une forte polarité (forte déviation à l'idéalité, azéotropes...) Dans ces modèles, les phases vapeurs sont représentées par les équations d'Etat tandis que les phases liquides sont représentées par des corrélations pour le calcul des coefficients de fugacité.

Leurs utilisations restent limités à cause de la nature empirique des corrélations proposées et qui nécessitent des extrapolations en dehors des conditions expérimentales.

VI -3-3-Modèles basés sur les équations d'état

Les modèles thermodynamiques basés sur les équations d'Etat sont utilisés pour le calcul des systèmes d'hydrocarbures. ils peuvent être utilisés pour calculer des propriétés thermodynamiques telles que la constante d'équilibre K, l'entropie, l'enthalpie et la densité.

Leur supériorité par rapport aux autres modèles réside dans le fait de l'utilisation de coefficients d'interactions binaires.

Les équations d'Etat les plus utilisées sont :

- Soave-Redlich-Kwong (SRK),
- SRK– Kabadi –Donner (SRKKD),

- SRK- Huron Vidal (SRKH),
- SRK- Panagiotopoulos- Reid (SRKP),
- SRK- ModifiedPanayiotopoulos -Reid (SRKM),
- SRK- SIMSCI (SRKS),
- SRK- Hexamèr (HEXAMER),
- Peng - Robinson (PR),
- PR- Hur on -Vidal (PRH),
- PR Panagiotopoulos Reid (PRP),
- PR- ModifiedPanagiotopoulos – R eid (PRM). [12]

VI -4- LE CHOIX DU MODELE THERMODYNAMIQUE

Les logiciels de simulation donnent accès à plusieurs modèles thermodynamiques pour la prédiction de l'équilibre liquide vapeur, d'enthalpie et d'entropie ainsi que les propriétés de transports.

La réussite de la simulation dépend du choix du modèle thermodynamique, parce que ce dernier est établi pour une classe de fluide et un domaine de conditions pression et de température recommandée.

Pour les procédés de traitement de gaz, l'équation d'état de Amine propriety package est généralement le modèle recommandé. Elle contient les données pour modeler le processus de l'absorption et désorption des gaz acides.

CHAPITRE VII

PARTIE SIMULATION

VII.1.Problématique

Le CPF de Rhourde Nouss a été conçu pour traiter une charge nominale de $10\text{MMsm}^3/\text{J}$ de gaz de quarzite à une teneur en CO_2 d'environ 9% molaire. Pour cette fin, il englobe un procédé de décarbonatation par absorption permettant de réduire sa teneur en CO_2 jusqu'à 2%, soit la norme exigée pour le transport. L'amine utilisée est un mélange MDEA/DEA, dont la composition est 50% H_2O , 48% MDEA et 2% DEA en masse.

Le réservoir sur lequel l'usine a été construite est non conventionnel, classé comme tightgas. Les tests préliminaires se sont avérés sur estimées ; Le débit actuel est de $4\text{MMsm}^3/\text{J}$. Par conséquent, une perte considérable d'amine a été constatée. Pour cela il a été proposé de réduire la teneur en amine. Le but de notre travail est d'étudier l'influence d'une éventuelle dilution de l'amine sur différentes parties de l'unité, à savoir : le débit de solvant nécessaire pour atteindre les 2% en CO_2 , la demande énergétique résultante, les émissions des BTEX ainsi que la capacité des deux colonnes à opérer dans de nouvelles conditions optimales.

Pour atteindre cet objectif, nous avons simulé l'unité de décarbonatation avec HYSYS. Ce dernier permet l'utilisation de deux packages thermodynamiques, à savoir, Li Mather et Kent Eizenberg. Le choix sera discuté d'avantage dans les sections à venir. Notre simulation a été validée par une autre simulation effectuée via Promax fournie par le contacteur. Puis, par les données réelles du DSC et des analyses récentes.

Par la suite, nous avons étudié l'influence de la dilution de l'amine sur différents paramètres de l'unité et de trouver la composition optimale.

VII.2. SIMULATION ET VALIDATION DES RESULTATS

L'unité de décarbonatation a été simulée avec HYSYS. Ce dernier comporte un package thermodynamique dédié au calcul thermodynamique des mélanges EAU-AMINE-CO₂/H₂S. Deux modèles sont fournis, à savoir : Li Mather et Keit Eizenberg. Nous avons constaté que les prédictions du premier sont, de loin, celles qui s'approchent au mieux des données du DSC.

La colonne d'absorption consiste en deux parties, les étages d'absorption de CO₂ par l'amine, et les étages de lavage du gaz doux par l'eau afin de minimiser l'entraînement d'amine. Après avoir assuré que les résultats sont les mêmes, nous avons simulé les deux parties séparément. Cela a permis de soulager la charge de calcul sur le solveur de la colonne, conduisant à un temps de calcul plus court.

HYSYS résout les équations de bilans de masse, de chaleur et les équilibres pour chaque étage. Puis, il estime la divergence

Nous avons constaté que les prédictions étaient très sensibles aux valeurs des efficacités. Afin d'évaluer les pertes en amines, nous avons rajouté un make-up fictif qui n'a pour rôle que de quantifier les quantités de MDEA/DEA perdues durant le cycle.

Les tableaux 1 et 2 représentent une comparaison entre les prédictions des deux modèles et les résultats de la simulation effectuée par Promax.

Tableau VII-1: Comparaison entre les prédictions des deux modèles, KE et LM, pour la sortie liquide de l'absorbeur avec les prédictions de Promax

Absorber Riche Amine (Bottom)			
	Promax	LM	KE
Température	80.3	82.5	73.05
Mass Flow	768618	757900	738200
co₂	0.05654	0.04960	0.0297
DEAmine	0.00561	0.00567	0.005774
MDEAmine	0.11811	0.120217	0.122254

Tableau VII-2: Comparaison entre les prédictions des deux modèles, KE et LM, pour la sortie gaz de l'absorbeur avec les prédictions de Promax.

	Absorber Sortie gaz (Top)		
	Promax	LM	KE
Température	73	62.06	63.92
Mass Flow	323615	339200	35640
co₂	0.017242	0.017873	0.03910
DEAmine	0	0	0
MDEAmine	0	0	0

Dans les **Tableau VII-3(A/B/C)**, ci-dessous, nous comparons entre les prédictions de HYSYS basée sur le modèle Keit Eizenberg et celle du modèle de Promax faite pour le cas Design où le débit est de 11MMSm³/J.

Tableau VII-3: Comparaison entre les prédictions de HYSYS / LM et les résultats de Promax pour les différentes unités, Absorbeur, Ballon flash et Régénérateur.

A	Absorber			
	Amine Riche		Gaz TRE	
	HYSYS	Design	HYSYS	Design
Température	82.5	80.3	62.06	73
Molar Flow	23710	24043	17650	17358
co₂	0.04960	0.05654	0.017873	0.017242
H₂O	0.823506	0.817377	0.003700	0.005197
DEA	0.005677	0.00561	0	0
MDEA	0.120217	0.118799	0	0

B	Ballon flash			
	sortie liquide		Sortie vapeur	
	HYSYS	Design	HYSYS	Design
Température	82.03	80.3	82.03	80.03
Molar Flow	23670	23852	44.51	191
co₂	0.048918	0.051171	0.467668	0.615878
H₂O	0.8249	0.823346	0.078511	0.071434
DEA	0.005	0.005655	0	0
MDEA	0.120443	0.119749	0.000026	0.000017

C	Régénérateur					
	Entré liquide		Sortie vapeur		Sortie liquide	
	HYSYS	Design	HYSYS	Design	HYSYS	Design
Temperature	103	103	55	54.6	123.1	128.4
Molar Flow	23670	23852	1166	1293	22500	22627
Masse Flow	756600	762091	48580	53908	708000	709086
H₂O	0.824906	0.823346	0.088696	0.08741	0.863035	0.865957
DEA	0.005688	0.005655	0	0	0.005983	0.005983
MDEA	0.120443	0.119749	0	0	0.126681	0.126684

D'autre part, les Tableau VII-4-(A et B), comparent les prédictions de notre modèle aux analyses laboratoire effectué le 10 juillet 2015. Le débit actuel étant de 4MMSm³/J.

Nous constatons que le modèle de Li & Mather est celui qui s'approche le plus aux résultats réels, conséquemment, nous avons choisi de l'utiliser pour le reste du calcul.

Nous avons aussi constaté que ce modèle permet une bonne estimation de la quantité absorbée, contrairement aux températures du haut et du bas de colonne où un écart a été constaté. Ceci est dû au fait que la capacité de ce modèle empirique à restituer les chaleurs de mélanges est Limitée.

Tableau VII-4-A: Comparaison entre les compositions prédites par HYSYS / LM et les résultats des analyses laboratoire.

	Entrée	Sortie vap top	HYSYS
Nitrogen	1,721%	1,511%	1,824%
Co₂	7,464%	1,990%	1,787%
methane	80,549%	85,692%	85,343%
Ethane	6,355%	6,625%	6,736%
Propane	2,147%	2,235%	2,277%
i-Butane	0,514%	0,537%	0,545%
n-Butane	0,303%	0,320%	0,322%
i-Pentane	0,330%	0,343%	0,350%
n-Pentane	0,165%	0,167%	0,175%
n-Hexane	0,137%	0,161%	0,145%
n-Heptane	0,057%	0,064%	0,060%
n-Octane	0,014%	0,015%	0,015%
n-Nonane	0,002%	0,001%	0,002%
H₂O	0,196%	0,299%	0,370%
DEAmine	0,000%	0,000%	0,000%
MDEAmine	0,000%	0,000%	0,000%
Benzene	0,012%	0,011%	0,013%
Toluene	0,022%	0,019%	0,023%
E-Benzene	0,008%	0,008%	0,008%
m-Xylene	0,004%	0,005%	0,004%

Tableau VII-4-B: Comparaison entre les compositions prédites par HYSYS / LM et les résultats des analyses laboratoire.

	Sortie top B. Flash	HYSYS	Event du Régénérateur	HYSYS
Nitrogen	0,489%	0,626%	0,2083%	0,0006%
Co2	34,041%	41,217%	94,6190%	91,0399%
Methane	54,036%	46,767%	0,1532%	0,0805%
Ethane	4,127%	2,738%	0,0114%	0,0044%
Propane	1,157%	0,608%	0,0011%	0,0008%
i-Butane	0,246%	0,017%	0,0002%	0,0000%
n-Butane	0,157%	0,010%	0,0002%	0,0000%
i-Pentane	0,132%	0,013%	0,0000%	0,0000%
n-Pentane	0,070%	0,006%	0,0000%	0,0000%
n-Hexane	0,077%	0,035%	0,0000%	0,0001%
n-Heptane	0,028%	0,002%	0,0000%	0,0000%
n-Octane	0,007%	0,000%	0,0000%	0,0000%
n-Nonane	0,002%	0,000%	0,0000%	0,0000%
H2O	5,300%	7,851%	2,0000%	8,8696%
DEAmine	0,000%	0,000%	0,0000%	0,0000%
MDEAmine	0,000%	0,003%	0,0000%	0,0000%
Benzene	0,050%	0,034%	0,0095%	0,0015%
Toluene	0,059%	0,052%	0,0099%	0,0020%
E-Benzene	0,020%	0,014%	0,1615%	0,0004%
m-Xylene	0,005%	0,007%	0,1805%	0,0002%

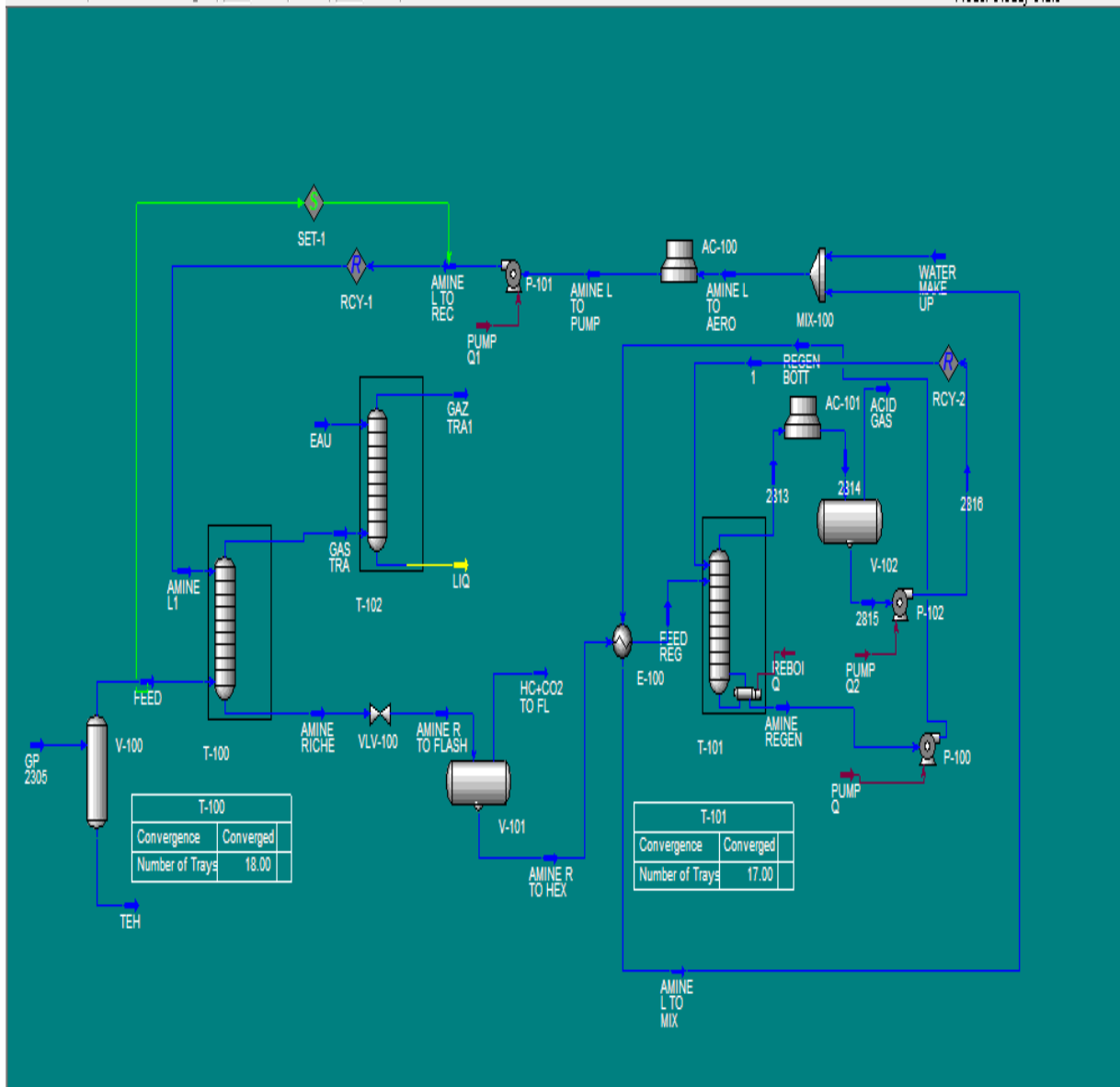


Figure VII.1: Environnement de simulation de l'unité AGRU par HYSYS

V-100 : SÉPARATEUR ENTRÉE UNITÉ DE DÉCARBONATATION

T-100 : ABSORBEUR DE CO₂

V-101 : BALLON DE FLASH AMINE RICHE

E-100 : ÉCHANGEUR DE CHALEUR AMINE RICHE/PAUVRE

T-101 : RÉGÉNÉRATEUR D'AMINE

P-100 : POMPES BOOSTER D'AMINE

AC-100 : AÉROREFROIDISSEURS A/F DE L'AMINE RECYCLÉE

P-101 : POMPE DE RECIRCULATION D'AMINE

VII-3 ETUDE DE L'INFLUENCE DE LA DILUTION DU SOLVANT

Après avoir validé la simulation, ou du moins, l'avoir rapproché au maximum des résultats réels, nous procéderons, à présent, à l'étude de l'influence de la dilution du solvant sur les différentes unités du procédé.

VII.3.1 Influence les débits volumiques sur la fraction du CO_2

Nous avons, pour chaque composition, fait varier le débit et suivi son influence sur le pourcentage de décarbonatation. Les résultats (Cas Actuel) sont résumés dans la **Figure VII.2** représentée ci-dessous.

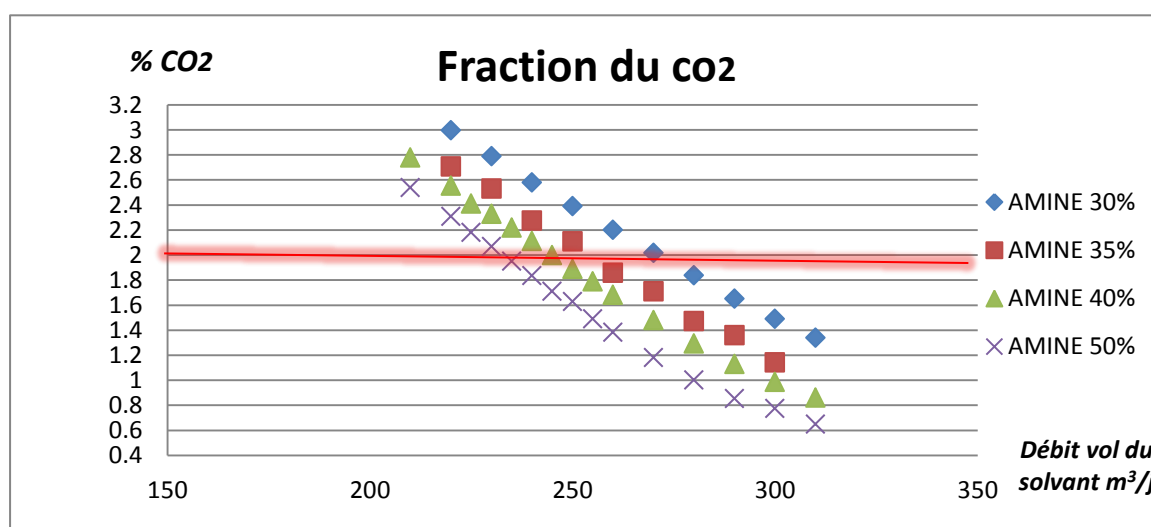


Figure VII.2: Evolution de la teneur en CO_2 en fonction du débit volumique de la solution aminée

Nous remarquons que pour chaque concentration, le pourcentage de CO_2 dans le flux de gaz doux est d'autant plus faible que le débit de solvant utilisé est grand. Il existe, par conséquence, un débit critique qui doit être maintenu afin que l'exigence de transport soit toujours satisfaite.

Nous avons étudié, pour le cas design et le cas actuel, correspondants respectivement à 10 et $4\text{MMSm}^3/\text{J}$, l'influence de la dilution sur le débit nécessaire permettant une décarbonatation de 8% jusqu'à 2%. Ceci sur un intervalle s'étalant de 30% jusqu'à 55% en teneur en solvant.

VII.3.2. Influence de la dilution sur les débits molaires minimaux

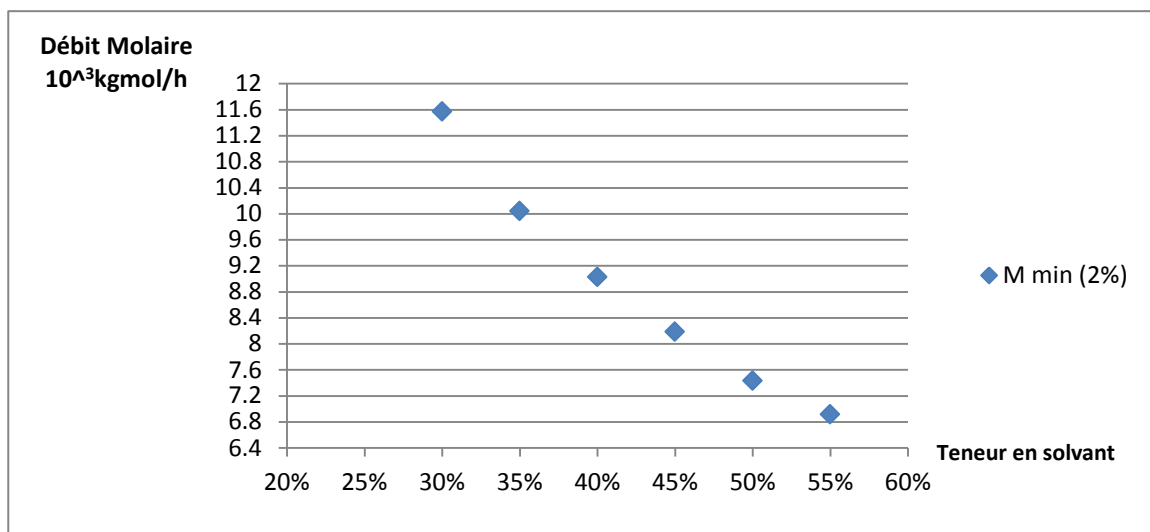


Figure VII.3.A: Evolution du débit minimal nécessaire pour atteindre des teneurs de 2% pour le cas actuel 4MMSm³/J

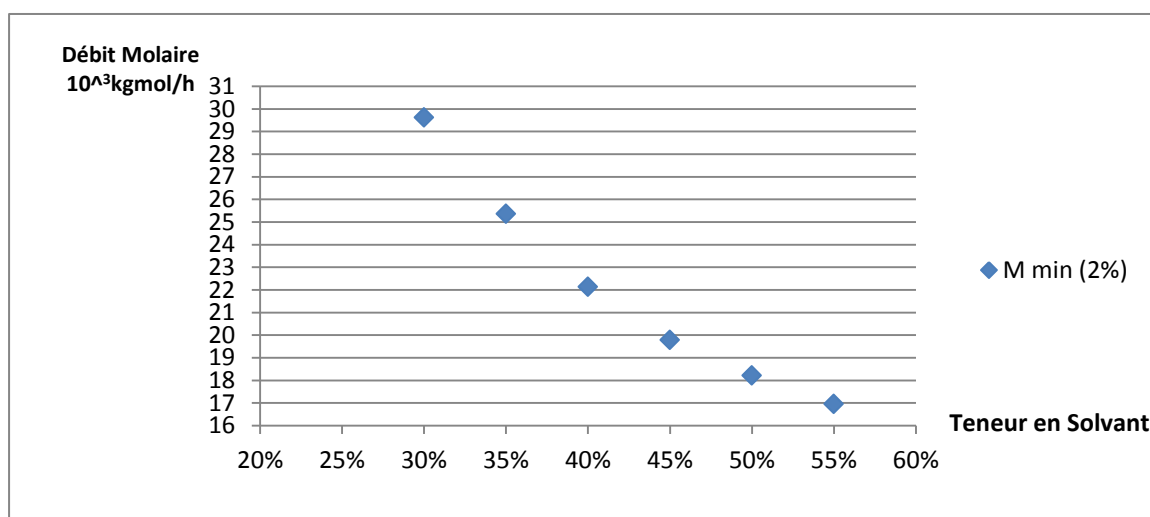


Figure VII.3.B: Evolution du débit minimal nécessaire pour atteindre des teneurs de 2% pour le cas design 10MMSm³/J

Nous constatons que le débit nécessaire est d'autant plus important que la solution est diluée. Cela est dû au fait que la solubilité de la solution est strictement liée à la quantité de l'amine présente. La dilution diminue la quantité d'amine présente et donc nécessite un débit plus important.

D'un point de vue pratique, il sera plus intéressant de suivre plutôt l'évolution du débit volumique. Pour cela, nous avons notamment étudié l'influence de la dilution sur les débits volumiques nécessaires pour satisfaire l'exigence de transport. Nous avons trouvé, comme

l'illustre la figure suivante, que le débit volumique minimal suit la même allure que le débit molaire.

VII.3.3. Influence de la dilution sur les débits volumiques minimaux

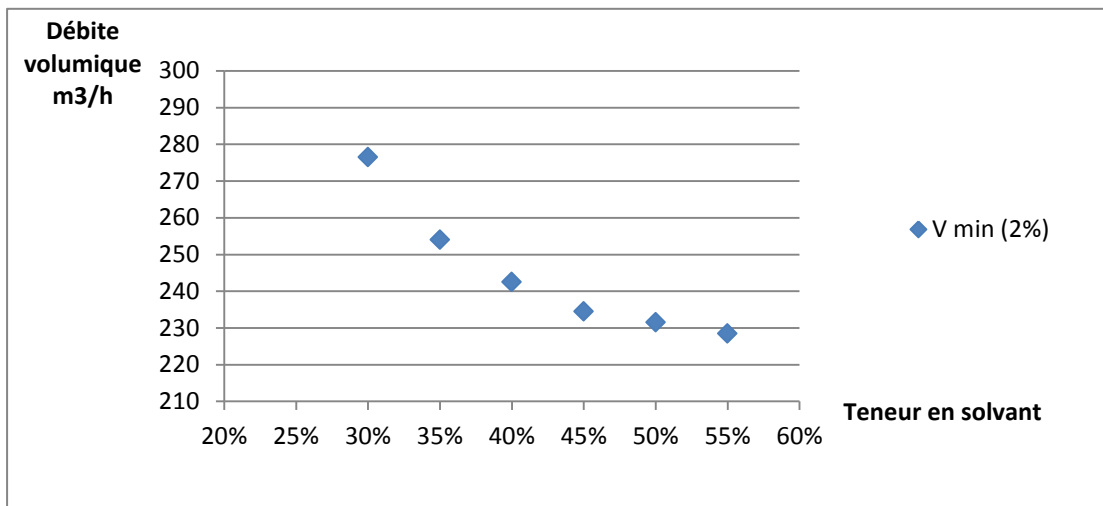


Figure VII.4.A: Evolution du débit volumique minimal nécessaire pour atteindre des teneurs de 2% pour le cas actuel 4MMSm³/J.

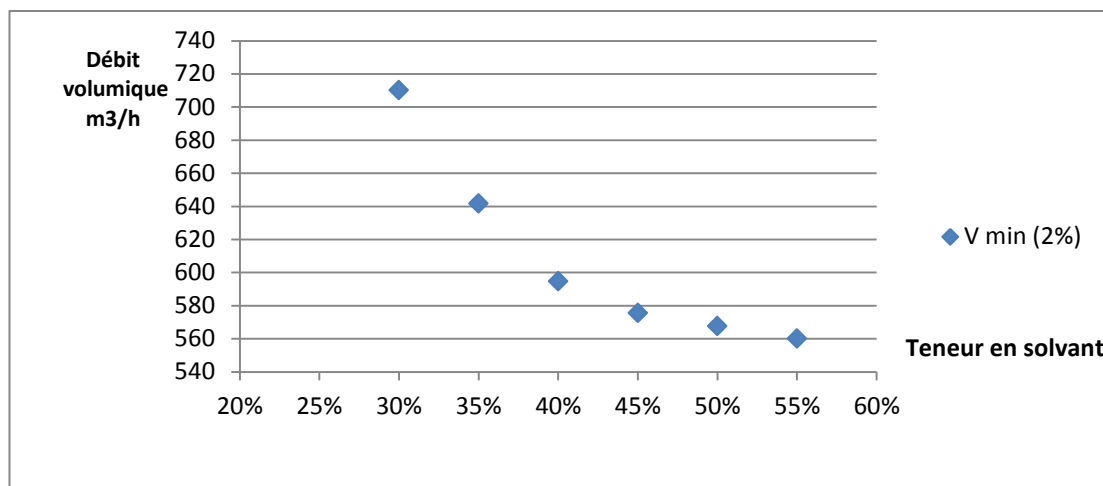


Figure VII.4.B: Evolution du débit volumique minimal nécessaire pour atteindre des teneurs de 2% pour le cas design 10MMSm³/J.

VII.3.4. Influence sur l'énergie au rebouilleur

Je me suis intéressé à l'énergie nécessaire pour régénérer le solvant au niveau de la colonne de distillation. **Figure VII.5** illustre l'évolution de la demande énergétique en fonction du pourcentage de décarbonatation pour les différentes compositions.

Figure VII.6 (A et B), d'autre part, représentent l'évolution de l'énergie nécessaire pour atteindre 2% respectivement Cela pour les cas actuel et design.

J'ai estimé les coûts d'exploitation pour chaque concentration, les **Figure VII.7 (A et B)** représentent l'évolution des couts de l'énergie nécessaire pour atteindre 2% respectivement. Cela pour les cas actuel et design.

J'ai constaté que l'énergie nécessaire échangée au rebouilleur augmente de ~9% suite à une dilution à 30%. Ceci est une conséquence directe du surplus du débit volumique exigé par la dilution. Néanmoins, à cause de la température d'ébullition élevée de l'amine comparée à celle de l'eau (respectivement 270,100 C), nous avons constaté l'existence d'un seuil au-dessus duquel le gain en énergie est balancé par l'augmentation de la température d'ébullition de la solution.

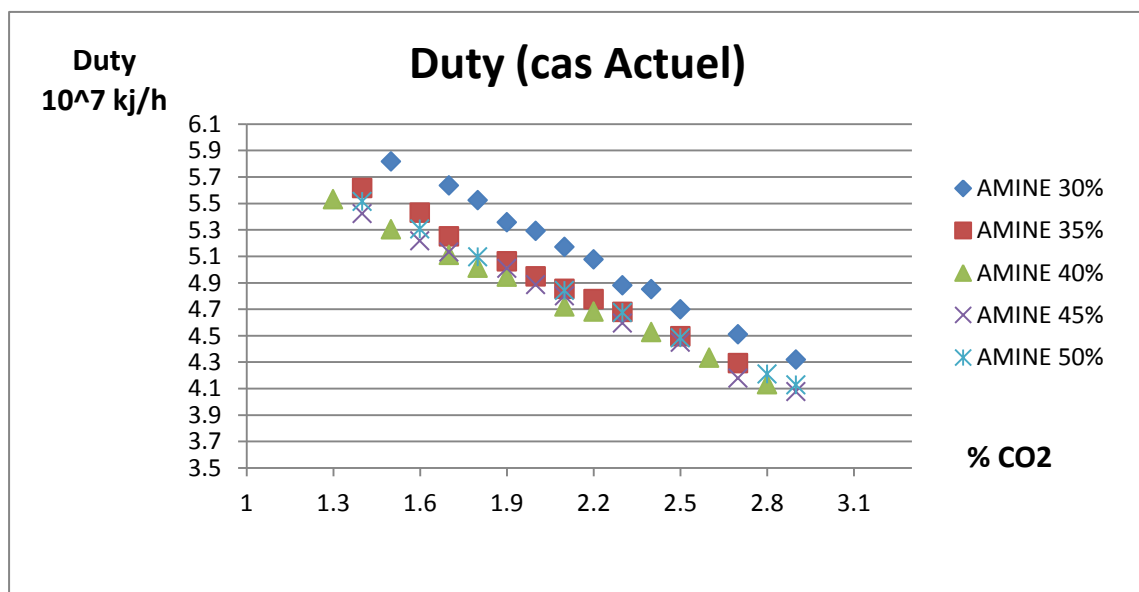


Figure VII.5: Evolution de l'énergie requise pour différentes teneurs en CO₂ et pour différentes concentrations

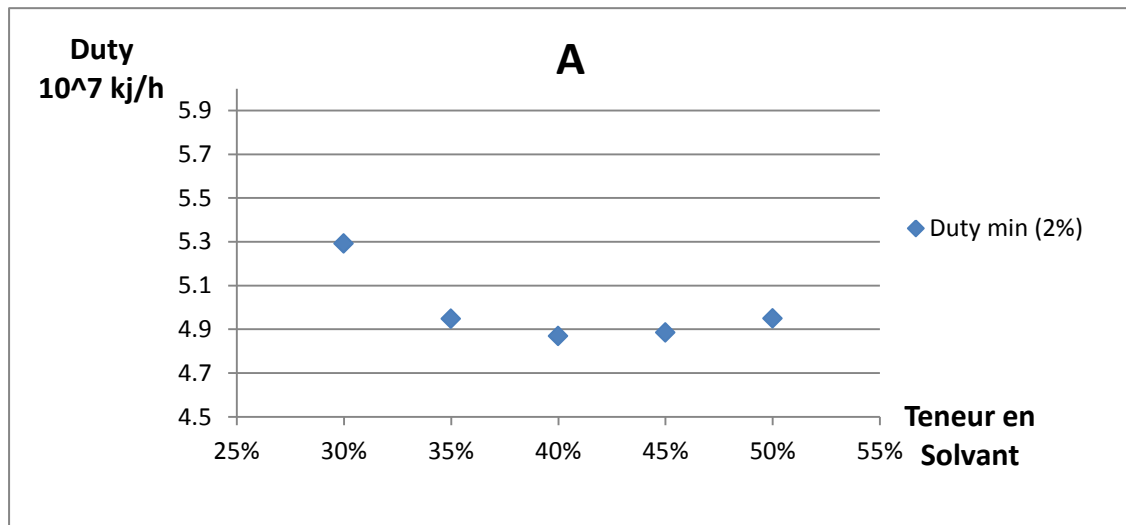


Figure VII.6: Evolution de l'énergie nécessaire pour atteindre des teneurs de 2% pour A) le cas actuel 4MMSm³/J.

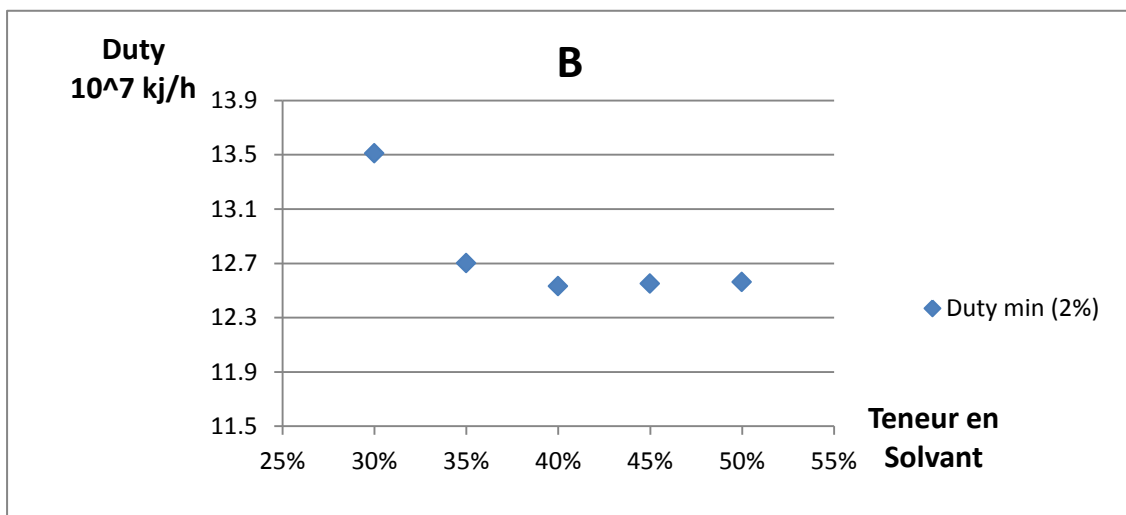
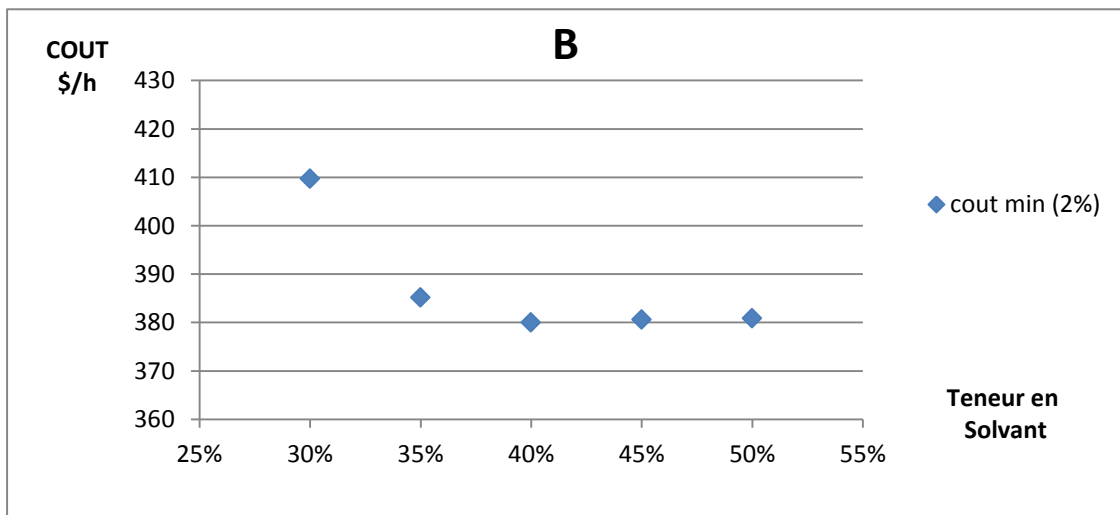
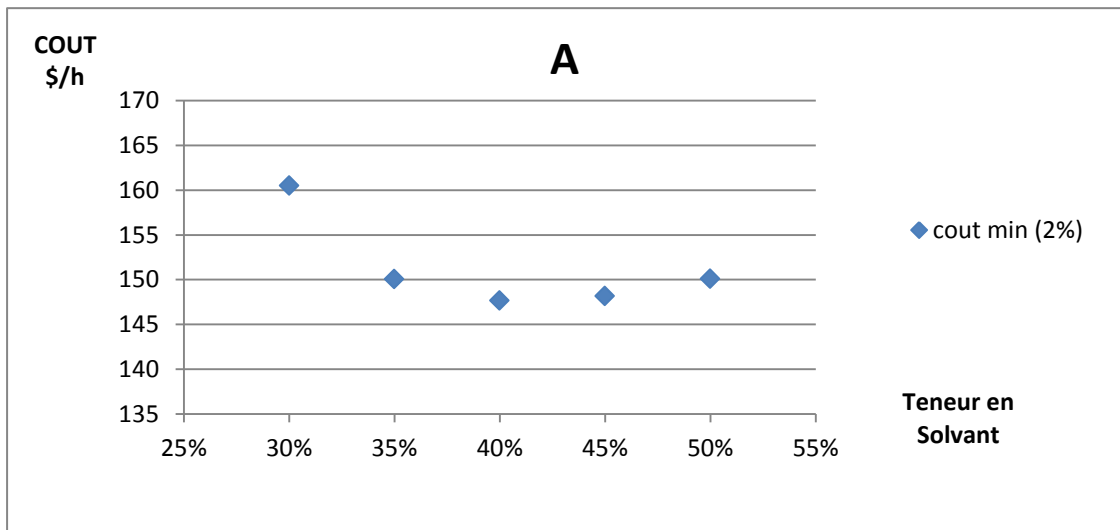


Figure VII.6: Evolution de l'énergie nécessaire pour atteindre des teneurs de 2% pour B) le cas design 10MMSm³/J.



**Figure VII.7: Evolution de l'énergie nécessaire pour atteindre des teneurs de 2% pour
A) le cas actuel 4MMSm³/J et B) le cas design 10MMSm³/J.**

Fuel Gaz Prix : 30,33\$/ (10⁷ KJ)

VII.3.5: Influence de la dilution sur les pertes d'amine

Récemment a utilisé Hysys avec le Amine propriety package pour estimer les pertes de vaporisation. Les pertes de vaporisation du ballon flash amine riche et le régénérateur peuvent être considérés comme négligeables. Pertes de vaporisation de colonnes de régénérateur sont habituellement moins d'absorbeurs parce que le courant d'eau de reflux pénètre généralement au-dessus de l'alimentation et lave la vapeur de tête avant qu'il ne quitte la colonne.[4]

Les graphiques suivants montrent des pertes d'amines en débit massique:

Figure VII.8/9.A représenté l'Evolution des pertes d'amine, MDEA/DEA correspondant au cas actuel 4MMSm³/J et cas design 10MMSm³/J respectivement.

Figure VII.8 /9.B représenté la Evolution des Cout de débit nécessaire pour atteindre des teneurs de 2 pour a) le cas actuel 4MMSm³/J et b) le cas design 10MMSm³/J)

J'ai estimés les coûts d'exploitation pour chaque concentration. Le tableau résume les prix unitaire des amines

Nam	Unité	Prix
MDEA	\$/kg	3,945142
DEA	\$/kg	4,487649
Fuel Gaz	\$/ (10 ⁷ KJ)	30,33

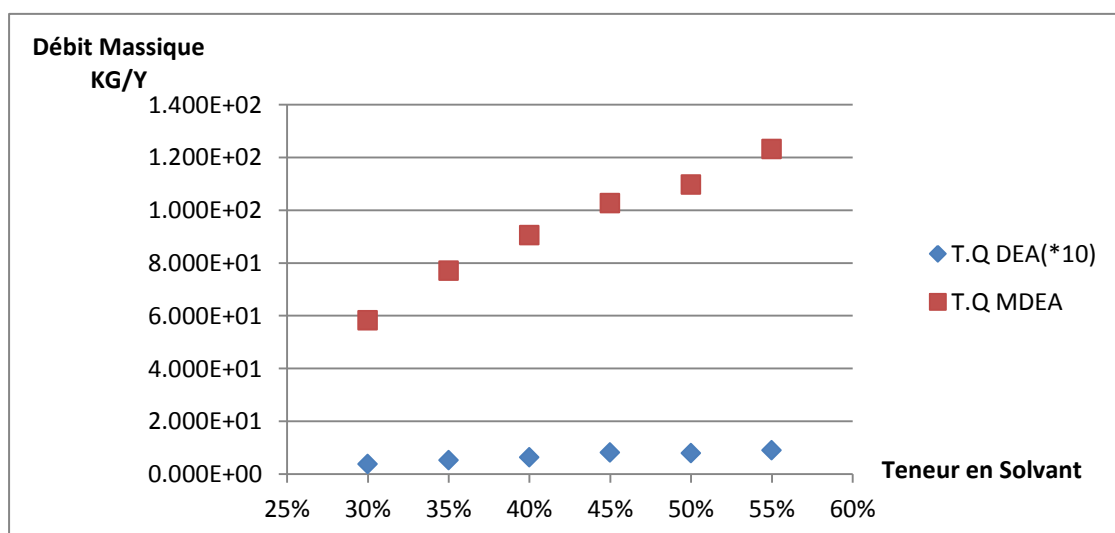


Figure VII.8.A: Evolution des pertes d'amine, MDEA/DEA correspondant au cas actuel 4MMSm³/J

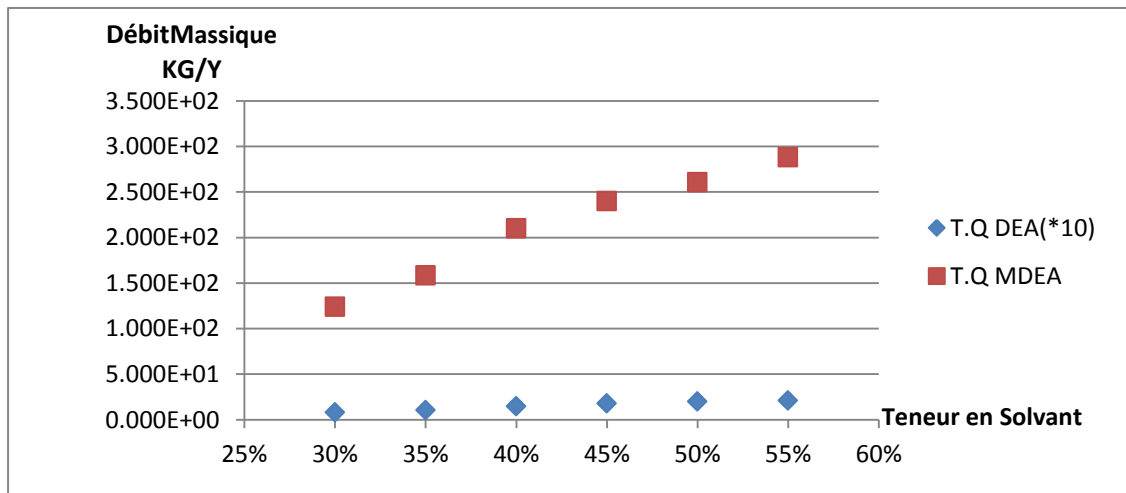


Figure VII.8.B: Evolution des pertes d'amine, MDEA/DEA correspondant au cas design 10MMSm³/J

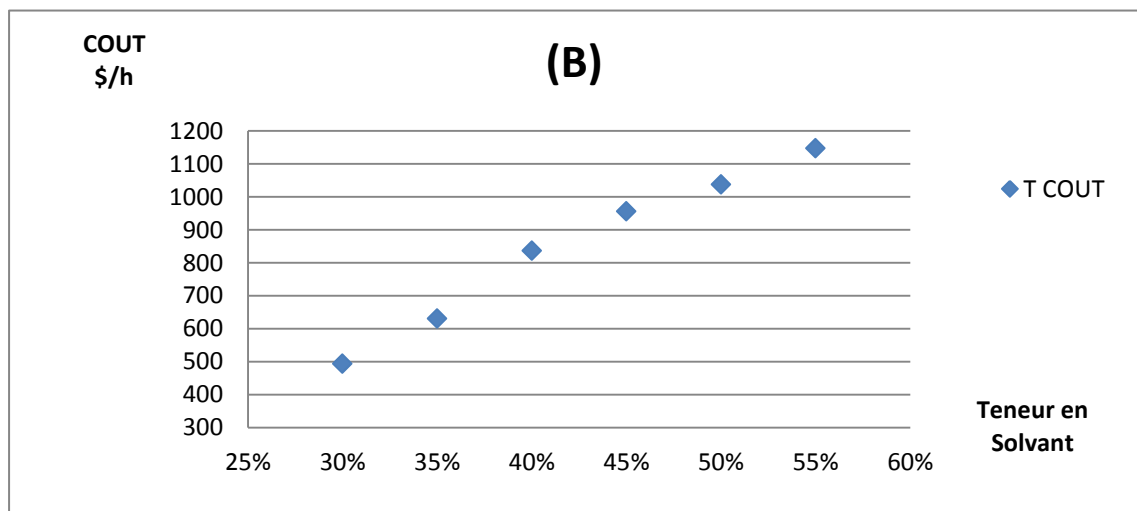
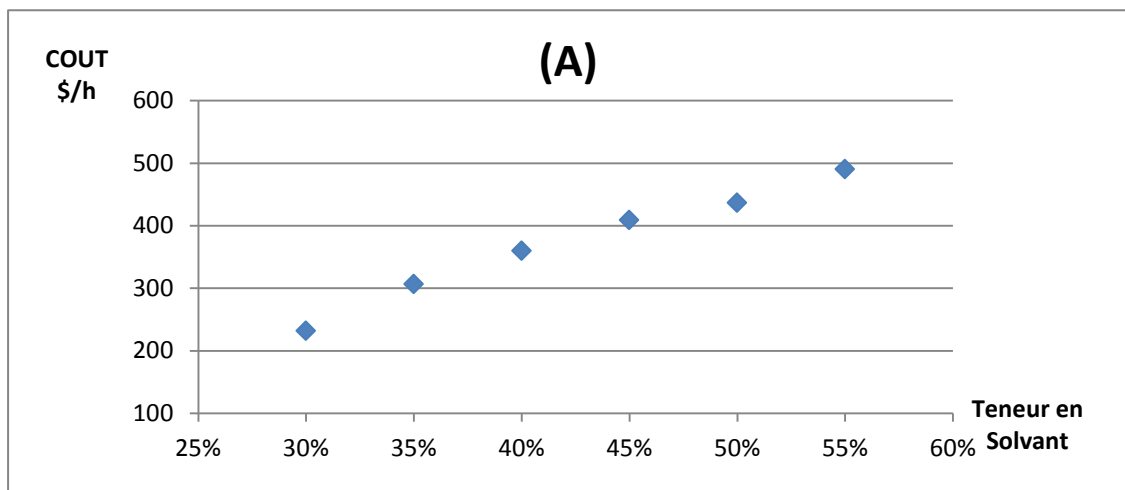


Figure VII.9: Evolution Cout de débit nécessaire pour atteindre des teneurs de 2% pour A) le cas actuel 4MMSm³/J et B) le cas design 10MMSm³/J.

Je remarque, comme l'illustrent les figures ci-dessus, qu'il est plus économique d'opérer à une faible concentration. Cela est dû principalement au fait que les pertes en DEA/MDEA sont plus importantes que celles du fuel gaz.

VII.3.6. Influence de la dilution sur les émissions des BTEX

La charge actuelle comporte une teneur en BTEX, qui a une affinité aux solutions aminées. Par conséquence, ils seront entraînés par cette dernière et puis éliminés au niveau du régénérateur avec le CO₂. Un four d'incinération est prévu pour empêcher l'acheminement de ces produits très nocifs vers l'atmosphère.

La quantité de BTEX absorbée par la solution aminée est sensiblement liée au débit volumique de cette dernière. Afin de pouvoir la quantifier, j'ai inséré un Spreadsheet qui permet de calculer les débits et puis les convertir en Tonne/Year. Les BTEX sont souvent considéré comme des Composés Organiques Volatils COV. Cependant, à cause de leur caractère très nocif, leurs émissions vers l'atmosphère ont été régulées à 14 T/Year.

Nous constatons que, pour le cas actuel, l'émission des BTEX peut être contrôlée au-dessous des limites environnementales justes en utilisant un solvant de faible concentration en amine. Alors que pour le cas design, l'ajout d'une unité d'incinération des BTEX est plutôt inévitable.

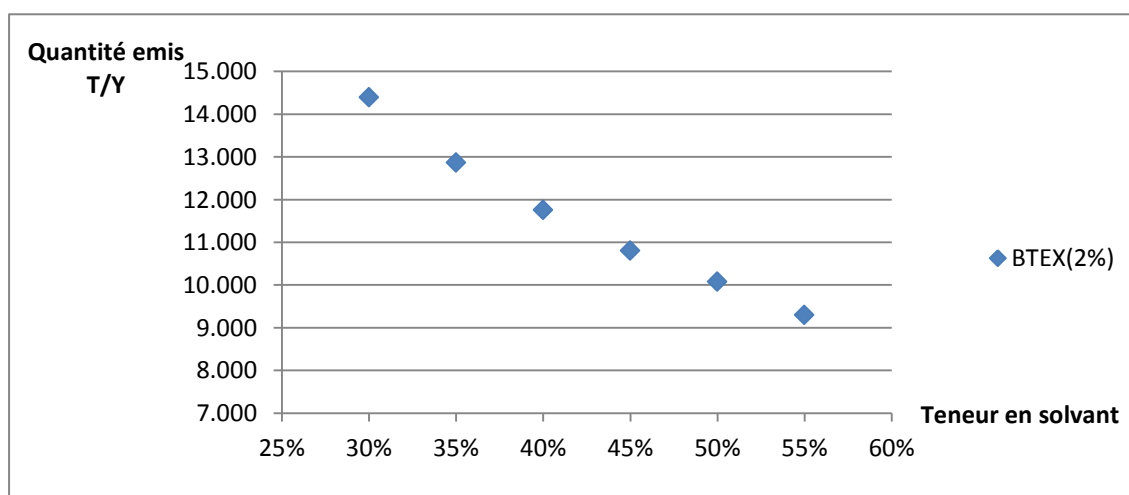


Figure VII.10.A: Evolution Influence de la dilution sur les émissions des BTEX pour atteindre des teneurs de 2% pour le cas actuel 4MMSm³/J

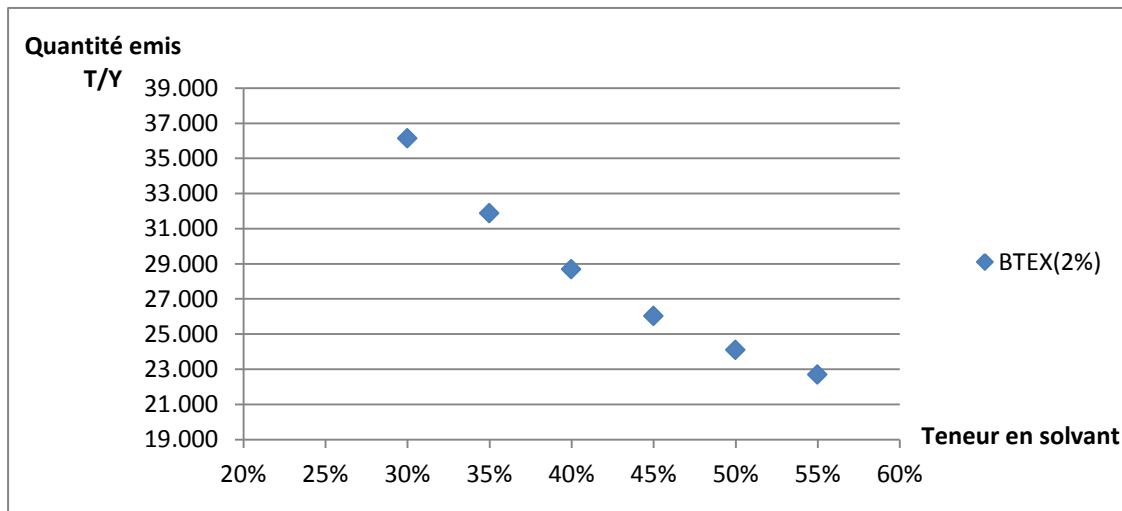


Figure VII.10.B: Evolution Influence de la dilution sur les émissions des BTX pour atteindre des teneurs de 2% pour le cas design 10MMSm³/J

Notons que HYSYS permet d'utiliser plusieurs méthodes de calcul des paramètres hydrodynamiques des colonnes, Celles que nous avons estimé la plus adéquates est la méthode de Koch, car c'est la firme qui s'est chargée de la construction des colonnes.

Conclusion générale

Dans ce travail j'ai simulé l'unité de décarbonatation du CPF-RNS avec HYSYS, je me suis fixé, comme objectif, d'élucider l'influence de la dilution de l'amine sur les performances de l'unité afin d'en trouver la composition optimale.

J'ai trouvé que la concentration de la solution aminée est un paramètre ayant un grand impact sur les performances de l'unité. Il influence, à la fois, les débits de circulation au sein des colonnes, les énergies échangées au rebouilleur, les pertes d'amine ainsi que les émissions des BTEX.

La concentration nominale en amine est 50%. Néanmoins, afin de limiter les pertes d'amines, il a été recommandé de réduire sa concentration (elle atteint actuellement les 40%). J'ai trouvé que ceci semble un choix tout à fait justifié pour le débit actuel ($\sim 4 \text{ MMSm}^3/\text{J}$), mais qui risque de causer un mal fonctionnement des colonnes pour un débit nominal ($\sim 10 \text{ MMSm}^3/\text{J}$).

J'ai étudié l'effet de la variation de la concentration d'amine sur un intervalle de 50 jusqu'à 30%, tout en maintenant un rapport constant entre le DEA/MDEA. Il s'est avéré que la dilution de la solution absorbante permet de limiter les pertes en amine, en revanche, elle est pénalisée par une augmentation de la consommation énergétique des rebouilleurs d'environ $\sim 9\%$ ainsi que d'une augmentation du débit des BTEX émis vers l'atmosphère.

J'ai aussi trouvé, en comparant les couts liés aux pertes d'amine à ceux liés à la consommation énergétique, qu'il sera plus économique d'opérer à de faibles concentration en amine.

Il est aussi important de rappeler que nous ne somme intéressé qu'à l'effet de la dilution sur les colonnes. Il n'est pas moins important de généralisé l'étude sur les autres éléments, notamment, les pompes, pour bien comprendre l'effet du changement de viscosité sur leur performances, et de vérifié la capacité des équipements d'échange thermiques à fournir les échanges souhaités.

Bibliographie

1. Anas Archane: - Etude De L'absorption Des Gaz Acides Dans Des Solvants Mixtes (Développement d'une approche expérimentale originale et modélisation des données par une équation d'état d'électrolytes)-2009.
2. A. Rojet: Le gaz naturel, production traitement et transport. Edition Technip « PARIS » -1997
3. Bai, H. and A.C. Yeh, Removal of CO₂ Greenhouse Gas by Ammonia Scrubbing. 1999.
4. Blauwhoff, P.M.M.; Versteeg, G.F.; van Swaaij, W.P.M., A study on the reaction between CO₂ and alkanolamines in aqueous solutions. Chem. Eng. Sc. 1984.
5. Hook R. J., An investigation of some sterically hindered amines as potential carbon dioxide scrubbing compounds, Industrial et Engineering Chemistry Research, 1997.
6. J. P. Wauquier: Procèdes de séparation TOME II. Edition Technip -1997.
7. J. P. Wauquier: Procèdes de séparation TOME III. Edition Technip -1997.
8. Jou F. Y, (AL) Mather A. E., Vapor Liquid Equilibrium of CO₂ in aqueous mixtures of MEA and MDEA, 1994.
9. Kohl A., Nielsen R., Gas Purification, Gulf Publishing Company, Houston, Texas. 5ième, éd 1997.
10. Madeline J. B, Captation du CO₂ dans les systèmes de production d'électricité basés sur la gazéification du charbon intégrée à un cycle combiné, DEA de Génie des Procédés, ENSMP Paris, Juin 2001.
11. P. Wuithier: raffinage et génie chimique TOME-1. Edition TECHNIP- 1972.
12. Tutorials Aspen Hysys and Applications by Aspen Technology 2005.
13. Resnik K P, Yeh J T, Pennline HW, Aqua ammonia process for simultaneous removal of CO₂, SO₂, NO_x. 2004.

14. Rinker, E. B; Ashour S. S, Sandall O. C., Kinetics and modelling of CO₂ absorption in to aqueous solution of MDEA. Chem.Eng. Sci. 1995.
15. Roizard, C.; Wild, G.; Charpentier, J. C. Absorption avec réaction chimique. Technique del'ingénieur J1079, 1997.
16. Yeh A. C, Bai H. Comparison of ammonia and MonoEthanloAmine to reduce CO₂ greenhouse gas emmissions, The Science of the Total Environment, 1999.
17. B.P Amoco Treatments Handbook Section A - Amine Units 01-Nov-99.
18. DE SCAMPS, C. Thèse de doctorat sur l'étude de la capture du co₂ par absorption physique dans les systèmes de production d'électricite bases sur la gazéification du charbon intégrée a un cycle combine. Paris: l'Ecole des Mines de Paris, juin 2004.
19. Manuel opératoire de procédé installations de traitement de Rhourde Nouss QH.
20. Manuel opératoire de procédé installations de CPF. SNC LAVALIN volume I
21. Manuel opératoire de procédé installations de CPF. SNC LAVALIN volume II
22. Manuel opératoire de procédé installations de CPF. SNC LAVALIN volume III
23. Manuel opératoire de procédé installations de CPF. SNC LAVALIN volume IV
24. Aboudheir, A., Tontiwachwuthikul, P., Chakma, A. and Idem, R. Kinetics of the Reactive Absorption of Carbon Dioxide in High CO₂-Loaded, Concentrated Aqueuous Monoethanolamine Solutions. Chemical Engineering Science, 2003.
25. Jensen M., Musich M., Ruby J., Steadman E., Harju J.: Carbon separation and capture, Plains CO₂ reduction (PCOR) Partnership, EERC-UND, June 2005.

Résumé

Le gaz naturel est l'une des sources essentielle d'approvisionnement du monde en énergie, il contient des impuretés telles que le dioxyde de carbone (CO_2) et l'eau.

Actuellement la technique de séparation par absorption est l'une des méthodes les plus couramment utilisée, le CO_2 est absorbé par une solution d'Alcanolamine (MDEA/DEA) qui sera ensuite régénérée dans une colonne de distillation.

J'ai simulé, dans ce travail, l'unité de décarbonatation du CPF-RNS avec HYSYS, je me suis fixé, comme objectif, d'élucider l'influence de la dilution de l'amine sur les performances de l'unité afin de trouver la composition optimale et l'aptitude des colonnes à opérer sous cette composition.

Il s'est avéré que la dilution de la solution absorbante permet bien de limiter les pertes en amine mais qu'elle est pénalisée par une augmentation de la demande énergétique des rebouilleurs d'environ $\sim 9\%$ ainsi que d'une augmentation du débit des BTEX émis vers l'atmosphère d'environ $\sim 30\%$. Nous avons aussi trouvé, en comparant les couts liés aux pertes d'amine à ceux liés à la consommation énergétique, qu'il est plus économique d'opérer à de faibles concentration en amine.

Mot clés: Absorption, Alcanolamine, CO_2 , BTEX, Gaz naturel acide, MDEA/DEA, HYSYS

Abstract

Natural gas is one of the essential sources of supply of world energy; it contains impurities such as carbon dioxide (CO_2) and water.

Currently the absorption separation technique is one of the most commonly used methods; the CO_2 is absorbed by an alkanolamine solution (MDEA / DEA) which is then regenerated in a distillation column.

I have simulated this work the acid gas removal unit of CPF-RNS using HYSYS. The aim was to elucidate the effect of a solvent dilution on the performances of the unit in order to find the optimal composition as well as the ability of the columns to handle it.

I have found that the dilution of the amine solvent helps decreasing the amine losses but was impacted by a 9% increase in energy consumption and roughly 30% BTEX emission flow rates. A comparison between the cost related to amine loss and natural gas consumption has shown that it's more economic to operate at low amine concentration.

Key words: Absorption, Alkanolamine, CO_2 , BTEX, Sour natural gas, MDEA/DEA, HYSYS.