



République Algérienne Démocratique et Populaire
Ministère de L'enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique
Université Echahid HAMMA LAKHDAR D'EL-OUED



Faculté de technologie
Département de Génie de procédé et industrie pétrochimique

Mémoire De Fin D'étude

En Vue De L'obtention Du Diplôme de :

MASTER ACADEMIQUE

Domaine : Technologies

Filière : Industrie pétrochimique

Spécialité : Génie de raffinage

Thème

**Etude de performance d'une unité de décarbonatation d'un
complexe de gaz naturel**

Présenté par :

- ❖ **Laouid Nacer Eddine**
- ❖ **Hadji A. Hakim**

Soutenu le 16/06 /2019

Devant le Jury :

Mr : M. Boudiaf Président

Université d'El Oued.

Mr : G. Abdelmadjid Examineur

Université d'El Oued.

Mr : M.F. FERHAT Rapporteur

Université d'El Oued.

2018/2019

Table des matières

.....	
Résumé.....	
ملخص.....	
Abstract	
Remerciements	
Dédicaces.....	
Liste des tableaux	
Liste des figures.....	
Liste d'abréviations.....	
INTRODUCTION GENERALE.....	1
CHAPITRE I : Généralités sur le gaz naturel	
Introduction	2
I.1 Définition du gaz naturel	2
I.2 Composition du gaz naturel.....	3
I.3 Caractéristiques du gaz naturel	3
I.4. Les Types de gaz naturel.....	4
I.5 Techniques de traitement de gaz	5
I.5.1 Généralités sur le traitement.....	5
I.5.2 Les procédés de traitement du gaz naturel.....	5
I.5.3 Les techniques de traitement de gaz	6
CHAPITRE II : Décarbonataion du gaz naturel	
Introduction	8
II.1 Le Dioxyde de Carbone	8
II.2 Caractéristiques physico-chimiques du dioxyde de carbone CO ₂	8
III.3 Méthodes utilisées pour la capture du dioxyde de carbone	9

II.3.1 Décarbonatation du gaz naturel par membrane	10
II.3.2. Décarbonatation du gaz naturel par adsorption	11
II.3.3. Décarbonatation du gaz naturel par absorption	11
II.4 Les solvants alcanolamines	14
II.5 Comparaison des solvants.....	20
II.6 Cinétique des réactions entre CO ₂ et les amines primaires et secondaires	20
II.7 Cinétique des réactions entre CO ₂ et les amines tertiaires	21
II.8 Problèmes rencontrés dans une unité de décarbonatation.....	22
CHAPITRE III : Traitement de gaz du champ Rhoude-Nouss	
III.1 Représentation de La région Rhourde-Nouss (RNS).....	25
III.1.1 Situation géographique.....	25
III.1.2 Historique de la région	26
III.2. Description du complexe de RHOURE-NOUSS.....	26
III.3. Le CPF(QH).....	28
III.4. L'unité de décarbonatation (AGRU)	32
CHAPITRE IV : Modélisation & Simulation de l'unité de décarbonatation de gaz Rhoude-Nouss	
Introduction.....	37
IV.1. Généralité Sur Procédé A Simulé :.....	37
IV.2. Simulation de l'unité	38
IV.3. Discussion des résultats	44
IV.4. Optimisation des résultats.....	47
CONCLUSION ET PERSPECTIVES	52
Bibliographie	53

Remerciements

Nous tenons à remercier le bon Dieu qui nous a donné le courage et la volonté pour réaliser ce modeste travail.

*On remercie vivement notre encadreur **Mr. Ferhat Fouad** pour son aide, sa disponibilité et ses conseils judicieux durant toute la période de réalisation de ce mémoire.*

On tient à notifier nos Sincères remerciements les plus particuliers aux enseignants du département du Génie des procédés et Hydrocarbures, qui ont contribué à notre formation durant nos études.

Nous tenons à exprimer nos sincères remerciements à tous les personnels du Cpf de Rhourde Nouss et à toutes les personnes qui ont contribué de près ou de loin à la réalisation et la réussite de ce travail.

Dédicaces

J'ai le grand plaisir de dédier ce modeste travail à :

*Mon père et ma mère pour leurs soutiens durant toutes mes années
d'études.*

Mon cher frère : Salah

Mes chères sœurs : Ibtisem, Hadjer, Kheira

Toute ma famille.

En fin à Tous mes amis.

Nacer eddine

J'ai le grand plaisir de dédier ce modeste travail à :

*Mon père et ma mère pour leurs soutiens durant toutes mes années
d'études.*

Mes chers frères : Nacer, Ibrahim, Mohammed

Mes chères sœurs : Lala, Fayza, Baya,

Massouda

Toute ma famille qui a résisté à la souffrance d'être loin d'eux,

-En fin à Tous mes amis.

Hakim

Liste des tableaux

Tableau 1: Les propriétés physiques et thermodynamique de CO ₂	9
Tableau 2: Les avantages et les inconvénients des solvants (Christine, 1997/06/10).....	20
Tableau 3: Composition du gaz d'alimentation base sèche.....	40
Tableau 4: Composition du Gaz de Vente	41
Tableau 5: Composition de l'Amine d'alimentation.	42
Tableau 6: Les paramètres opératoires du Gaz et d'Amine à alimentation.....	42
Tableau 7: les caractéristiques physiques et chimiques du gaz naturel de Rhourde Nouss entrée et sortie de l'absorbeur	44
Tableau 8: Les compositions des produits d'absorbeur dans le cas actuel.....	45
Tableau 9: caractéristique physique et chimique MDEA entrée et sortie de régénérateur ...	45

Liste des figures

Figure 1: Différentes méthodes pour la capture du dioxyde de carbone (Pierre, " 1993/03/10). 10	10
Figure 2: Séparation par membrane. Schéma de principe (Rojey, 1994).....	11
Figure 3: Schéma d'une absorption chimique, Kohl et Nielsen (1997)	14
Figure4 : La monoéthanolamine (MEA).....	15
Figure5 : La diéthanolamine (DEA).....	17
Figure 6: La méthyl-diéthanolamine (MDEA)	18
Figure 7: Situation géographique de la région RHOURE NOUSS	25
Figure 8: Schéma Simplifié Du Phase A Et B ; CSC ; CPF	28
Figure 9 : Schéma bloc du CPF	30
Figure 10 : Schéma du procédé simplifié CPF	31
Figure 11 : Principe du procédé de décarbonatation	37
Figure 12: la configuration de procédé de décarbonatation	43
Figure 13: % de CO ₂ en fonction du débit d'amine.....	47
Figure 14: Teneur de CO ₂ en fonction du Température d'amine	48
Figure 15 : Teneur de CO ₂ en fonction de Température du gaz	49
Figure 16: teneur de CO ₂ en fonction de la concentration d'amine.....	49
Figure 17: pertes d'amine, MDEA/DEA en fonction de sa concentration.....	50
Figure 18: La teneur en CO ₂ en fonction du débit molaire de la solution aminée.....	51

Liste d'abréviations

CPF	Central processing facility
GNL	Gaz naturel liquéfié
GPL	Gaz pétrol
PDF	Process Flow Digrams
CSC	Centre de separation et de compression
GPSSA	Gas Processors Suppliers Association
CS₂	Disulfure de carbone
H₂CO₃	L'acide carbonique
H₂O	L'eau
N₂	Azote
MEA	Monoéthanolamine
DEA	Diethanolamine
MDEA	Methyldiethanolamine
DIPA	Diisopropanolamine
TEA	Triéthanolamine
TEG	Triethylene glycol
PCS	Pouvoir calorifique supérieur
PCI	Pouvoir calorifique inférieur
P	Pression; (bar)
T	Température; (°C)
MM S m³/J	Millions standard mètre cube par jour
MB	Moyen Pression
BP	Basse Pression
TBP	Très Basse Pression
FEED	Gaz Naturel riche en CO ₂
T100	Absorbeur
GAZ TRE	Gaz naturel pauvre en CO ₂
VLV-100	Valve de détente
V-101	Ballon de détente Des hydrocarbures
E-100	Échangeurs
p-100	Pompe de solution Amine
T-101	Colonne de régénération
RCY-1	Recycleur

INTRODUCTION GENERALE

Le gaz naturel. Il est considéré comme la troisième source d'énergie la plus utilisée dans le monde après le pétrole et le charbon, et aujourd'hui le gaz naturel est une principale source alternative en énergie avec moins d'impact environnemental. Le transport liquide (gaz naturel liquéfié (GNL)) est la voie la plus avantageuse. Le gaz subit plusieurs modes de transformation à des températures très basses, rendre le givrage de CO₂ possible dans les équipements énergétiques et les installations industrielles, ce qui baisse l'efficacité des installations.

De plus son présence conduit à la corrosion des équipements. Par conséquent, il est important d'éliminer les traces de CO₂ avant de procéder à la liquéfaction du gaz naturel.

La présentation de ce travail est articulée autour de quatre chapitres.

Le Chapitre I est dédié aux généralités sur le gaz naturel, qui est le fluide choisie pour la simulation de procédé de décarbonatation.

Le Chapitre II est consacré à une analyse bibliographique pour présenter l'état de l'art sur le principe de décarbonatation et brièvement rappelé ainsi que les contraintes et les éléments de la technologie.

Le chapitre III est un aperçu sur le traitement de gaz naturel dans le champ de Rhourd-Nouss.

Le chapitre IV est consacré à la modélisation et la simulation de l'unité de décarbonatation de le dite champ, en expliquant le principe de fonctionnement des simulateurs de procédés et leur rôle dans le domaine d'engineering, ainsi qu'une brève explication sur la manière dont HYSYS et discuter les résultats obtenus avec optimisation des paramètres opératoires.

Enfin la conclusion générale et les perspectives d'études qui peuvent en être tirées.

CHAPITRE I : Généralités sur le gaz naturel

Introduction

Le gaz naturel est un combustible fossile. C'est un mélange d'hydrocarbures trouvé naturellement sous forme gazeuse qui a connu la plus forte progression depuis les années 70. Il représente le cinquième de la consommation énergétique mondiale.

Le gaz naturel est considéré comme un combustible plus propre et plus respectueux de l'environnement que la plupart des autres combustibles fossiles. Son avantage comparatif en matière d'environnement par rapport au charbon ou au pétrole réside dans le fait que les émissions de dioxyde de soufre sont négligeables et que les niveaux d'oxyde d'azote et de dioxyde de carbone sont plus faibles. Un plus grand recours à cette source d'énergie permettrait notamment de limiter les impacts négatifs sur l'environnement tels que : les pluies acides, la détérioration de la couche d'ozone ou les gaz à effet de serre. [1]

Le gaz naturel est également une source d'énergie utilisée pour se chauffer et cuisiner, et il peut aussi servir à fabriquer des engrais, du combustible, de la peinture et de nombreux autres produits.

I.1 Définition du gaz naturel [2]

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 production, de traitement et de transport. Le gaz naturel, matière première de plus en plus recherchée tant pour des raisons d'environnement que d'efficacité, est désormais considéré comme une énergie de premier choix pour le 21^{ème} siècle, en raison de sa disponibilité et de sa qualité d'énergie propre qui joue un rôle de plus en plus grand dans l'électricité.

Le gaz naturel est une énergie fossile comme l'huile ou le charbon présent naturellement dans des roches poreuses sous forme gazeuse. C'est un mélange dont le constituant principal, de 70% à 95% est de méthane (CH_4). Il est donc composé majoritairement d'hydrogène et de carbone, d'où son nom d'hydrocarbure.

I.2 Composition du gaz naturel

Le gaz naturel est un mélange d'hydrocarbures légers comprenant du méthane, de l'éthane, du propane, des butanes et des pentanes. D'autres composés tels que le CO₂, l'hélium, le sulfure d'hydrogène et l'azote peuvent également s'y trouver. Le constituant principal du gaz naturel est le méthane CH₄ et on peut le trouver en quantité extrêmement variable d'un gisement à un autre.

I.3 Caractéristiques du gaz naturel

Le gaz naturel est incolore, inodore, insipide, sans forme particulière et plus léger que l'air. Il se présente sous sa forme gazeuse au-delà de -161°C. Pour des raisons de sécurité, un parfum chimique, le mercaptan, qui lui donne une odeur d'œuf pourri, lui est souvent ajouté afin de permettre de détecter une fuite de gaz éventuelle.

Bien que la composition du gaz naturel varie, son composant principal est le méthane (au moins 90%). Il possède une structure d'hydrocarbure simple, composé d'un atome de carbone et de quatre atomes d'hydrogène (CH₄). Le méthane est extrêmement inflammable. Il brûle facilement et presque totalement et n'émet qu'une faible pollution. Le gaz naturel n'est ni corrosif, ni toxique, sa température de combustion est élevée et il possède un intervalle restreint d'inflammabilité, ce qui en fait un combustible fossile sûr comparé à d'autres sources d'énergie. En outre, en raison de sa densité de 0,60, inférieure à celle de l'air (1,00), le gaz naturel a tendance à s'élever et peut, par conséquent, disparaître facilement du site où il se trouve par n'importe quelle fissure.

I.3.1. Pouvoir calorifique

Le pouvoir calorifique d'un combustible est la quantité de chaleur exprimée en KW/h ou MJ, qui serait dégagée par la combustion complète d'un m³ normal de gaz sec dans l'air à une pression absolue constante égale à 1,01325 bars, le gaz et l'air étant à une température initiale de 0°C, tous les produits de combustion étant ramenés à 0°C et une pression de 1,01325 bars. On distingue deux pouvoirs calorifiques :

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

1) Pouvoir calorifique supérieur PCS

C'est la quantité de chaleur (KW/h ou MJ) qui serait dégagée par la combustion complète d'1 m³ normal de gaz, l'eau formée pendant la combustion restant à l'état liquide, et les autres produits étant à l'état gazeux.

2) Pouvoir calorifique inférieur PCI :

Il correspond à la chaleur dégagée par la combustion complète d'1 m³ normal de gaz dont laquelle l'eau formée se transformerait en vapeur.

Le PCI se calcule en déduisant du PCS la chaleur latente de vaporisation (2511 KJ/Kg) de l'eau au cours de la combustion.

$$\text{PCS} = \text{PCI} + \text{chaleur latente de vaporisation.}$$

I.3.2. Densité [3]

La densité se définit par le rapport de sa masse volumique dans les conditions de références choisies (Ex : 1 atm et 15°C) à celle de l'air dans les mêmes conditions (1,225 Kg/m³). Elle peut aussi être obtenue à partir de sa masse moléculaire que l'on peut définir au moyen de sa composition chimique en utilisant la relation suivante :

$$\text{Densité de gaz} = \text{masse moléculaire} / 28,97.$$

I.4. Les Types de gaz naturel [4]

La présence et l'apparition d'une phase liquide avec le gaz selon les conditions de pression et de température dans le réservoir de gisement et en surface conduit, à distinguer :

I.4.1 Le gaz sec

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

I.4.2 Le gaz humide

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

I.4.3 Le gaz à condensât

Dans les conditions de production de ce gaz, il y'a une formation de phase condensée riche en hydrocarbures lourds dans le réservoir.

I.4.4 Le gaz associé

C'est un gaz de couverture qui coexiste avec la phase d'huile dans les réservoirs d'huile (Gisement de pétrole).

I.5 Techniques de traitement de gaz

I.5.1 Généralités sur le traitement [5]

Le traitement de gaz naturel consiste à séparer totalement ou partiellement les constituants présents à la sortie du puits, tel que l'eau, les gaz acides et les hydrocarbures lourds.

Ce traitement a pour but d'amener le gaz à des spécifications commerciales ou de transports bien définis. Les procédés de traitement du gaz sont multiples, et le choix de l'une d'elles est basé sur les critères suivants :

- Qualité de l'effluent brut.
- Taux de récupération des hydrocarbures lourds visé.
- Spécifications des puits.
- Coût global des investissements.

I.5.2 Les procédés de traitement du gaz naturel

Les principaux traitements qui sont effectués sur le gaz naturel brut se résument à :

La première étape : permet de réaliser la séparation des fractions liquides éventuellement contenues dans l'effluent des puits, fractions liquides d'hydrocarbures (gaz associé ou à condensât) et l'eau libre.

La seconde étape de traitements : dépend du mode de transport.

Le gaz naturel et ses fractions peuvent être transportés sous diverses formes :

- Gaz naturel comprimé.
- Gaz naturel liquéfié (GNL).
- Gaz pétrolier liquéfié (GPL).
- Produits chimiques dérivés (méthanol, ammoniac).

Chacune de ces filières apparaît comme une succession d'étapes et constitue une chaîne de traitement de gaz. Certains composants du gaz naturel doivent être extraits soit pour des raisons imposées par les étapes de traitement ou de transport, soit pour se conformer à des spécifications commerciales ou réglementaires, il est nécessaire d'éliminer au moins partiellement :

- H₂S: toxique et corrosif.

- CO₂ : corrosif et de valeur thermique nulle.
- Hg : corrosif dans certains cas.
- H₂O : conduisant à la formation des hydrates.
- Les hydrocarbures lourds : condensant dans les réseaux de transport.
- N₂ : de valeur thermique nulle.

I.5.3 Les techniques de traitement de gaz [6]

Les procédés les plus utilisés sont : le procédé HUDSON et le procédé PRITCHARD.

- **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 en fin de cycle des températures voisines de (-23°C).

- **Procédé HUDSON**

Il est basé sur le refroidissement du gaz par échange thermique et complété par une détente à travers un TURBO-EXPANDER, qui permet d'atteindre un niveau de température inférieur à (-43°C).

Le procédé HUDSON est très performant, il permet une meilleure récupération des hydrocarbures liquides.

Le gaz en provenance de la source productrice est un mélange (gaz et hydrocarbures liquides) contenant une faible proportion d'eau du gisement. Il se présente à une pression de 28 bars et une température de (56 °C).

- **Procédés mixtes**

Ils sont les plus performants car ils utilisent le Turbo-Expander, la vanne Joule Thomson et la Boucle de propane, où l'on atteint les (-66°C).

Les procédés mixtes sont plus performants du fait qu'ils permettent une meilleure récupération des hydrocarbures liquides. Le gaz en provenance des puits producteurs 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).

Remarque : le procédé mis en œuvre pour le champ de Rhourde-Nouss est le procédé HUDSON. Et son principe de fonctionnement s'articule autour des quatre étapes :

- a. Elimination de l'eau** : L'eau libre contenue dans la charge est éliminée par décantation dans les premiers ballons.
- b. Extraction des hydrocarbures liquides** : Elle se fait par un abaissement progressif de température du gaz de charge, obtenant un gaz très sec répondant aux spécifications commerciales.
- c. Compression du gaz** : Le gaz doit être comprimé pour avoir la pression de ligne d'alimentation des puits réinjecteurs et d'assurer une pression suffisante pour l'alimentation de l'usine de GPL.

CHAPITRE II : Décarbonataion du gaz naturel

Introduction

Le traitement des gaz acides dans le gaz naturel, est souvent désigné comme les procédés grâce auxquels les constituants gazeux acides CO_2 et H_2S sont éliminés du gaz naturel afin de répondre aux conditions spécifiées du produit. Le dioxyde de carbone présent dans le gaz naturel doit être éliminés pour :

- Augmenter la pouvoir calorifique du gaz.
- De minimiser la corrosion du gazoduc.
- Éliminer les risques de solidification dans les procédés cryogéniques.

Alors que plusieurs procédés ont été développés dans le domaine de traitement du gaz naturel.

Les plus importants sont :

- les procédés d'absorption.
- les procédés d'adsorption.
- les procédés membranes.

II.1 Le Dioxyde de Carbone [7]

Le dioxyde de carbone, communément appelé gaz carbonique ou anhydride carbonique, est un composé chimique composé d'un atome de carbone et de deux atomes d'oxygène et dont la formule brute est CO_2 . Dans les conditions normales de température et de pression, le dioxyde de carbone est un gaz incolore, inodore et à la saveur piquante, Il est présent dans l'atmosphère dans une proportion approximativement égale à 0.0375% en volume, au début du XXI^e siècle soit 375 ppm (parties par million en volume).

II.2 Caractéristiques physico-chimiques du dioxyde de carbone CO_2

- Le CO_2 se dissout dans l'eau et forme avec elle de l'acide carbonique (H_2CO_3).
- Le CO_2 à partir d'une certaine concentration dans l'air, s'avère dangereux voire mortel.
- Le CO_2 est le deuxième gaz à effet de serre le plus important dans l'atmosphère.

Après la vapeur d'eau. Le tableau suivant regroupe quelques propriétés de ce gaz.

Tableau 1: Les propriétés physiques et thermodynamique de CO₂

	Propriétés	Valeurs
Générales	- Formule brute - Nom IUPAC - Numéro CAS - Apparence	- CO₂ - Dioxyde de carbone 124-38-9 - Gaz incolore
Physiques	- Masse moléculaire - Température de fusion - Température de vaporisation - Solubilité - Densité - Viscosité dynamique - Température critique - Pression critique - Point triple - Chaleur latente de vaporisation (0°C) - Chaleur latente de vaporisation (-16.7°C) - Chaleur latente de vaporisation (-28.9°C) - Chaleur latente de fusion (à -56,6°C)	44,01 g/mol -78,5 °C (195 °K) -57 °C (216 °K) 1,45 kg/m³ 1,87 kg/m³(298°K1,013bar) plus dense que l'air 0.07 Cp à -78 °C 31,1°C 7,4 MPa -56,6°C à 519 kPa 234,5 kJ/kg 276,8 kJ/kg 301.7 kJ/kg 199 kJ/kg
Thermochimique	$\Delta_f H^0_{\text{gaz}}$	-393,5 kJ/mol

III.3 Méthodes utilisées pour la capture du dioxyde de carbone [8]

Les principaux procédés utilisés pour réaliser la décarbonation font appel à l'absorption, la sélectivité du solvant vis-à-vis des gaz acides était basée sur une affinité soit de type chimique.

L'adsorption est également employée pour réaliser des purifications poussées.

Enfin, la perméation gazeuse, est une technique en développement ; elle présente un intérêt potentiel mais, actuellement, les applications industrielles restent en nombre très limité.

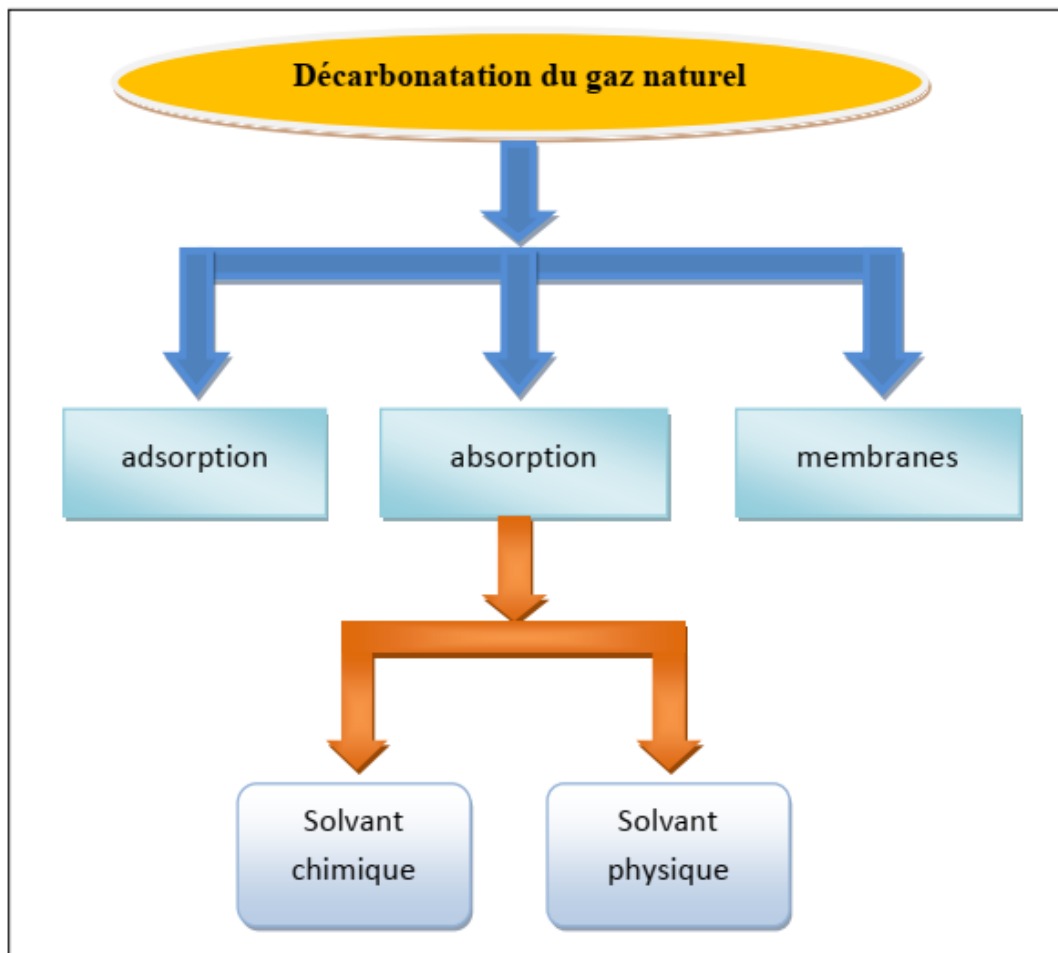


Figure 1: Différentes méthodes pour la capture du dioxyde de carbone (Pierre, "1993/03/10).

II.3.1 Décarbonation du gaz naturel par membrane

La séparation par membrane est déjà appliquée industriellement pour réaliser la Décarbonation du gaz naturel. Ces unités ne sont utilisées que pour de petites capacités.

La mise en œuvre de la séparation par membrane permet de réaliser simultanément la Décarbonation et la déshydratation du gaz naturel.

Le schéma de principe d'une opération de séparation par membrane est représenté sur la figure.2. Pour que la séparation soit efficace, la membrane doit être très perméable vis-à-vis de dioxyde de carbone, qui passe à travers la membrane sous l'effet de la pression et très peu perméable vis-à-vis du méthane.

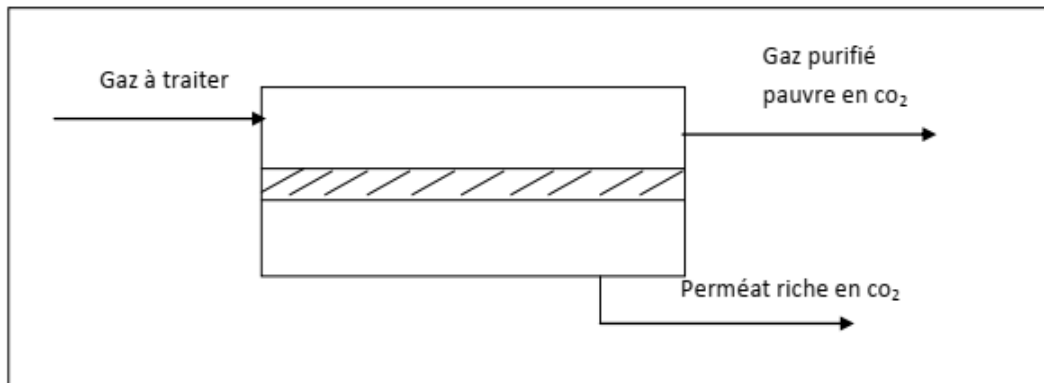


Figure 2: Séparation par membrane. Schéma de principe (Rojey, 1994).

II.3.2. Décarbonation du gaz naturel par adsorption [7]

Les procédés d'adsorption consistent à exploiter la capacité de certains solides à concentrer sur leurs surfaces des substances, pour les extraire d'un mélange liquide ou gazeux. Un constituant du mélange, l'adsorbat, s'adsorbe sur un solide, l'adsorbant. Les procédés d'adsorption sont de deux types. Le premier consiste en la chimisorption de l'adsorbat, ce qui consiste en la création de liaisons chimiques fortes avec la surface du solide. Ce procédé n'est pas toujours réversible. Le second, la physisorption, met en jeu des forces de van der Waals et des forces dues aux interactions électrostatiques. Quand ces forces d'interactions sont plus importantes que celles existant entre les molécules du gaz, celui-ci peut se condenser à la surface du solide. Le phénomène est alors parfaitement réversible par augmentation de la température ou par abaissement de la pression. C'est dans ce deuxième type d'adsorption que sont développés les principaux procédés industriels.

Les adsorbants sont des solides fortement poreux, fournis sous formes granulaires. Ils sont caractérisés par leur importante surface spécifique, (qui s'exprime en $\text{m}^2 \text{kg}^{-1}$), la taille des pores et leur distribution. Les adsorbants les plus utilisés industriellement sont de deux sortes, les composés contenant des atomes d'oxygène, et ceux contenant majoritairement du carbone.

II.3.3. Décarbonation du gaz naturel par absorption [9]

II.3.3.1. Principes d'absorption chimique

II.3.3.1.1. Rappel théorique 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,

$$P_A^* = P_v x_A \quad 2-1$$

Dans le cas d'une solution non idéale, si la dilution est importante, où la pression est faible, 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,

$$P_A^* = H x_A \quad 2-2$$

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 interrassiale :

$$\phi_A = k_G (P_A - P_{Ai}^*) = k_L (C_A^* - C_A) \quad 2-3$$

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.

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

$$\phi_A = E k_L C_A^*$$

II.3.3.1.2. 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 contre-courant.

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 réchauffée, dans

un échangeur croisé avec la solution pauvre, c'est à dire avec la solution régénérée. 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.

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).

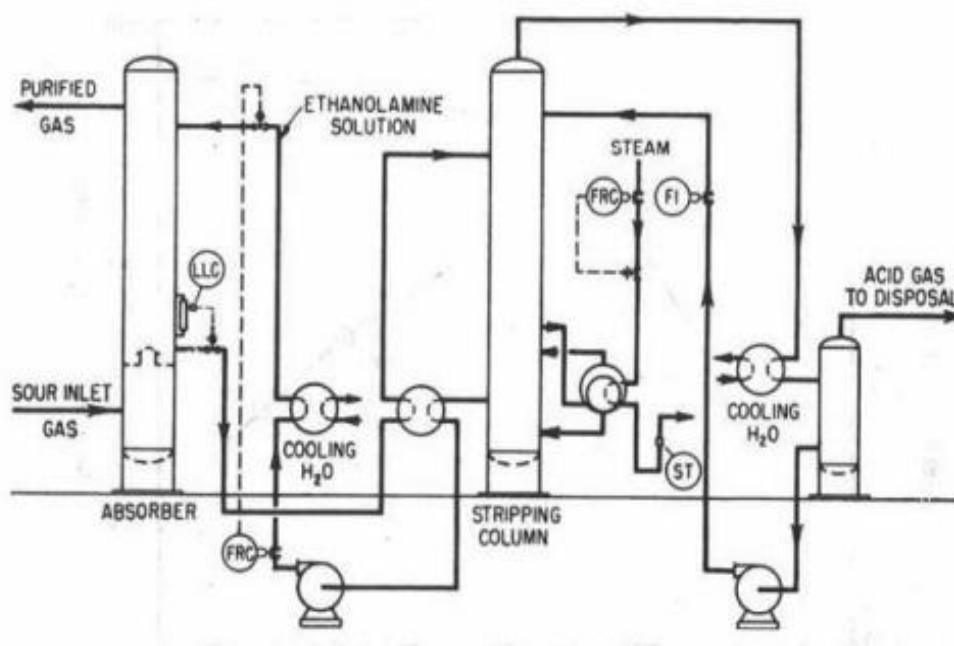


Figure 3: Schéma d'une absorption chimique, Kohl et Nielsen (1997)

II.4 Les solvants alcanolamines [10]

Parmi les solvants chimiques, les solutions d'alcanolamines sont les plus couramment utilisées dans les procédés d'absorption des gaz acides. Le gaz réagit chimiquement avec

l'absorbant liquide pour former des complexes plus ou moins faiblement liés. La structure moléculaire des alcanolamines contient au moins un groupement hydroxyle ($-OH$) et un groupement amine ($-N$) ; le groupement hydroxyle augmente la solubilité dans l'eau et diminue la pression de vapeur de la solution aqueuse et le groupement amine fournit l'alcalinité nécessaire en solution aqueuse pour assurer l'absorption des gaz acides H_2S et de CO_2 .

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

II.4.1. Les amines Primaires

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 CS_2 , 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.

II.4.1.1. Propriétés de MEA

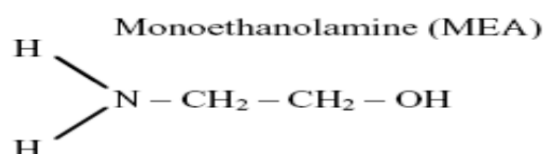


Figure4: La monoéthanolamine (MEA)

II.4.1.2. Propriétés physiques

La monoéthanolamine est un liquide incolore (qui se colore à la longue en jaune et brun sous l'action de l'air), de faible odeur ammoniacale. Elle est soluble dans l'eau et dans nombreux solvants organiques.

- Masse molaire : 61,08 g/mol.
- Point de fusion : 10,5°C.
- Point d'ébullition : 170,5°C sous 1 bar.
- Densité : 1.015 – 1,020 g/cm³.
- Tension de vapeur : 0,5 mbar à 20°C et 7.86 mbar à 40°C.
- Point d'éclair : 93°C en coupelle ouverte.

II.4.1.3. Propriétés chimiques

Formule chimique : **NH₂- CH₂ - CH₂ – OH**

La MEA comprend un groupe hydroxyle (OH-) qui sert à réduire la tension de vapeur et augmenter la solubilité dans l'eau et un groupe aminé qui donne au composé les caractéristiques d'élimination du CO₂. La MEA s'oxyde lentement sous l'action de l'air en se colorant en jaune ou en brun.

Elle présente les réactions caractéristiques des amines et des alcools et peut réagir vivement avec les produits oxydants. Avec les acides, il se produit un échauffement.

Certains métaux sont attaqués par la MEA, notamment les suivants : cuivre et ses alliages, fer, aluminium, alliages légers.

II.4.2. Les amines Secondaires

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.

DEA même domaine d'application que la MEA ; en solution plus concentrée mais solvant plus cher et le débit de circulation plus faible et consommation moindre d'énergie.

La caractéristique de la DIPA est comparable à la DEA mais solvant plus onéreux, utilisée en combinaison avec d'autres solvants dans les procédés Shell.

II.4.2.1. Propriétés de DEA

Diethanolamine (DEA)

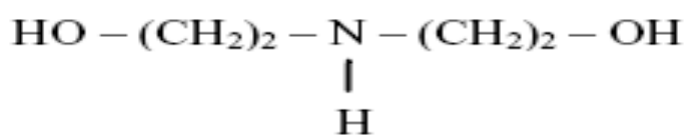


Figure 5: La diéthanolamine (DEA)

II.4.2.2. Propriétés physiques

La diéthanolamine est un liquide incolore d'odeur ammoniacale. Elle est soluble dans l'eau et dans nombreux solvants organiques.

- Masse molaire : 105,135 g/mol.
- Point de fusion : 28°C.
- Point d'ébullition : 269°C.
- Masse volumique 1,10 g·cm⁻³ à 20 °C.
- Point d'éclair : 138°C en coupelle ouverte.

II.4.2.3. Propriétés chimiques

Formule chimique : **HN(CH₂CH₂OH) 2**

La DEA est similaire à la MEA mais doit être préférée en cas de présence de COS (le sulfure de carbone) dans le gaz de la charge.

II.4.3. Les amines Tertiaires

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.

II.4.3.1. Propriétés de MDEA

Methyldiethanolamine (MDEA)

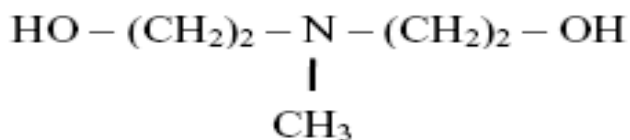


Figure 6: La méthyldiéthanolamine (MDEA)

II.4.3.2. Propriétés chimiques

La MDEA comprend un groupe hydroxyle (OH-) qui sert à réduire la tension de vapeur et augmenter la solubilité dans l'eau et un groupe aminé qui donne au composé les caractéristiques d'élimination du CO₂.

La MDEA présente les réactions caractéristiques des amines et des alcools et peut réagir vivement avec les produits oxydants. Avec les acides, il se produit une réaction très exothermique. La MDEA est un solvant qui n'est pas très corrosif.

II.4.3.3. Propriétés physiques

- Activateur : amines primaires ou secondaires/ Pipérazine.
- Masse moléculaire 129.84
- Densité 0.904
- Intervalle d'ébullition (à 1 atm) 100-159 °C
- Point de congélation <-50 °C
- Solubilité dans l'eau complète
- Viscosité cinématique à 23°C 7(mm²/s)
- Point d'éclair (°C) 66°C
- Point d'inflammabilité (°C) 235°C
- Limite inférieur d'explosivité (%V) 0.9%V
- Limite supérieur d'explosivité (%V) 11.2%V

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. En plus, elle est très résistante aux dégradations thermiques et chimiques. Puisque la vitesse de réaction des amines tertiaire avec le CO₂ est très

lente, ces amines sont parfois activées avec des amines primaires ou secondaires ou avec l'activateur pipérazine afin d'augmenter leur réactivité vis-à-vis du CO_2 .

Ces dernières années, des nouvelles amines ont été développées pour diminuer le surcoût énergétique lié au captage du CO_2 . Il s'agit d'amines à encombrement stérique. La réaction du CO_2 avec l'amine 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.

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 CO_2 .

Les amines primaires sont plus réactives que les amines secondaires, elles-mêmes plus réactives que les amines tertiaires. La vitesse d'absorption influe sur le dimensionnement de la colonne d'absorption et donc sur le coût d'investissement du procédé de décarbonatation. La solubilité du CO_2 dans le solvant : une amine réactive avec le CO_2 permettra d'avoir une très bonne solubilité du CO_2 mais sera plus difficilement régénérable.

L'élimination des gaz acides dépend de leur capacité à réagir avec les alcanolamines, H_2S est un acide de Bronsted qui réagit de manière instantanée avec les amines en échangeant un proton. Par contre le CO_2 est un acide de Lewis comportant deux doublets électroniques libres, et qui réagit avec les alcanolamines à une vitesse finie mais avec des mécanismes réactionnels variables suivant le degré de substitution ou d'encombrement stérique de l'azote de l'amine.

Industriellement, les amines qui ont le plus d'importance sont la MEA, la DEA et la MDEA.

Ils peuvent être utilisés seules ou en mélange afin de combiner les deux avantages suivants :

- Une haute réactivité de CO_2 avec les amines primaires et secondaires ;
- Une économie d'énergie réalisée pour la régénération des amines tertiaires.

II.5 Comparaison des solvants

Tableau 2: Les avantages et les inconvénients des solvants (Christine, 1997/06/10).

Amine	Avantages	Inconvénient
MEA	- Coût faible - Produits de dégradation peuvent être enlevés par l'utilisation d'un récupérateur. - Forte réactivité - Faible absorption des hydrocarbures	- Non sélective - Dégradation irréversible en présence de COS, CS₂ - Produits de dégradation sont corrosifs. - Besoins énergétiques élevés durant la régénération. - Pression de vapeur élevée
DGA	- Débit de circulation plus faible que celui de la MEA. - Produits de dégradation peuvent être enlevés par l'utilisation d'un récupérateur - Forte réactivité. - Capture partielle de COS et CS₂	- Non sélective. - Solubilité élevée des hydrocarbures. - Produits de dégradation sont corrosifs. - Besoins énergétiques élevés durant la régénération. - Coût élevée du solvant.
DEA	- Moins corrosive que la MEA - Pression de vapeur plus faible que celle de la MEA - Résistance à la dégradation par COS et CS₂ - Besoins énergétiques moins élevés que MEA	- Réactivité plus faible que MEA - Débit de circulation plus élevé que MEA - Coût du solvant plus important que MEA
DIPA	- Certaine sélectivité. - Besoins énergétiques relativement Modérés	- Cout relativement élevé. - Dégradation par COS et CS₂
MDEA	- Sélectivité élevée. - Faible corrosivité et volatilité. - Besoins énergétiques relativement faibles. - Faible dégradation en présence de CO₂ et COS	- Coût le plus élevé. - Réactivité la plus faible.

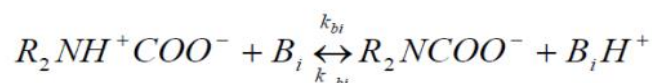
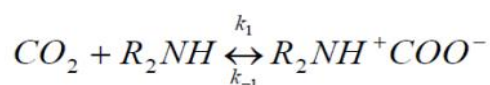
II.6 Cinétique des réactions entre CO₂ et les amines primaires et secondaires

II.6.1. Formation de sels de carbamate

La réaction de CO₂ avec les alcanolamines primaires et secondaires a fait l'objet de nombreuses études expérimentales (Ali et al (2002), Xiao et al (2000), Rinker et al (1996), Littell et al (1992

a et b), Glasscock et al (1991)). Dans la littérature deux mécanismes ont été principalement avancés, afin d'expliquer la réaction entre CO₂ et les amines primaires ou secondaire, l'un de **Zwitterion**, proposé par Caplow (1968) et l'autre de Crooks et Donnellan (1989).

Le mécanisme de **Zwitterion** est explicite en considérant la réaction entre le CO₂ et une amine secondaire. Ce mécanisme serait exactement le même si une amine primaire est considérée. Le mécanisme du Zwitterion de Caplow (1968) comprend deux étapes. Les deux réactions sont considérées comme réversibles de manière à pouvoir tenir compte à la fois de la désorption et de l'absorption (Glasscock et al (1990)) et sont comme suit :



➤ Réaction rapide.

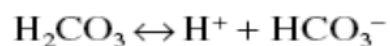
➤ 1 mole d'amine réagit avec 0.5 moles de CO₂

➤ **La première étape** est la réaction entre CO₂ et l'alcanolamines pour former une espèce instable globalement neutre mais localement chargée qu'on appelle **Zwitterion**. Cette réaction est d'ordre 1 par rapport à l'amine et au CO₂, respectivement.

➤ **La deuxième étape** est la déprotonation de ce Zwitterion qui réagit avec les bases (Bi) présentes en solutions pour former un **carbamate stable**. La base peut être l'eau, l'amine, OH⁻, etc. La réaction de déprotonation est d'ordre 1 par rapport à chaque base Bi présente en Solution.

II.7 Cinétique des réactions entre CO₂ et les amines tertiaires

II.7.1. Formation uniquement de bicarbonate



➤ Réaction lente.

➤ 1 mole d'amine réagit avec 1 mole de CO_2

II.8 Problèmes rencontrés dans une unité de décarbonatation

II.8.1 Le moussage

Le moussage est un phénomène où il y a formation de la mousse, c'est un système hétérogène composé d'une phase gazeuse et d'un milieu dispersant liquide étiré en pellicule.

L'application des solutions d'amines produit une formation de mousse, qui est un problème concret, puisque les séparateurs installés en tête de colonne, la solution d'amine sort sous forme de mousse, soit avec le CO_2 soit avec le gaz traité. [11]

En cas de moussage les pertes en amine augmentent et l'efficacité du phénomène d'absorption est réduite. Dans ce cas il faut impérativement réduire la capacité de gaz entrante dans l'absorbeur.

Le moussage affecte l'efficacité de transfert de masse sur les plateaux par un mauvais contact entre le gaz à traiter et l'amine. [12]. En pratique, ce phénomène est favorisé par :

-La présence des hydrocarbures liquides dans le gaz.

-La présence de particules solides ou sédiments.

-La présence des agents anticorrosifs injectés dont le taux d'injection n'est pas respectée. Un excès de produit anticorrosif qui provoque le moussage.

-La présence des produits de dégradation de l'amine.

-La présence d'acides organiques dans le courant de gaz.

-Les turbulences excessives.

-La variation brusque du débit de charge de l'amine.

-La qualité d'eau d'appoint de l'amine. [11]

II.8.2 Le problème de corrosion [13]

La corrosion a lieu en général dans les endroits où circule l'amine riche, ainsi que la régénération. Les causes de cette corrosion sont multiples :

- Une forte concentration de CO_2 dans le gaz d'alimentation peut conduire à la dégradation de l'amine.

- La présence d'oxygène peut mener à la dégradation de l'amine; une concentration de 100ppmv est suffisante pour dégrader l'amine dû à la formation d'acides organiques.
- Concentration élevée de particules solides dans le solvant est souvent la cause d'une corrosion par érosion.
- Température trop élevée dans le rebouilleur peut causer la dégradation de l'amine.
- La formation de sels d'amine thermiquement stable qui sont composés par des anions acides tel que les formate, acetate, tiosulfate, chlorure et une molécule d'amine.
- Métallurgie inadéquate.

❖ *Impacts de la corrosion*

- Favorise le moussage et perte effective d'amine.
- Accumulation des produits de corrosion au niveau des équipements d'échange thermique.
- Augmentation des coûts de filtration due essentiellement au remplacement fréquent des filtres.
- Érosion au niveau des pipes et des pompes.

II.8.3 Pertes de la solution d'amine

Les pertes d'amines peuvent se produire par entraînement de la solution, dégradation chimique de l'amine ou par fuites mécaniques et évaporation.

II.8.3.1 Pertes par entrainement

Ces pertes sont dues à l'entraînement physique par le gaz de l'absorbeur. Afin de réduire ses pertes, la configuration actuelle des absorbeurs comprend une section de lavage.

II.8.3.2 Pertes par dégradation

Ces pertes peuvent être causées par le contact avec l'air, comme elles peuvent être causées par des hautes températures de rebouilleur.

II.8.3.3 Pertes par évaporation

La vaporisation d'amine est due à une élévation de la tension de la vapeur de l'amine, la température et la concentration de l'amine. Ces pertes seront récupérées par un simple lavage à l'eau.

II.8.4 Engorgement de la colonne [14,15]

Ce phénomène est comparable à celui de l'inondation, mais seule la zone de déversement est engorgée à cause d'un débit de liquide élevé et le liquide se stabilise d'une manière plus ou moins longue dans le déversoir.

Cet engorgement l'augmentation de la pression différentielle dans la colonne qui due :

- Au manque de souplesse des clapets qui soient bouclés, soient gênés dans leurs courses par une texture fibreuse provoquant généralement de la polymérisation de l'oxyde d'éthylène.
- Niveau du liquide de plus en plus haut sur les plateaux.

CHAPITRE III : Traitement de gaz du champ Rhoude-Nouss

III.1 Représentation de La région Rhourde-Nouss (RNS)

III.1.1 Situation géographique

La région de Rhourde -Nouss fait partie de la Willaya d'ILLIZI. Elle est située à 350 Km au Sud/Sud-Est de OUARGLA, à 1200 Km au Sud/Sud-est d'ALGER et à 270 Km au Sud/Sud-est de HASSI MESSAOUD. Elle est reliée à la route nationale N3 (OUARGLA- ILLIZI) par une bretelle de 30 km goudronnée.

- La Direction Régionale de RHOURE-NOUSS se trouve à la lisière de l'ERG ORIENTAL avec une alternance de HAMADA (ou GASSI) et d'ERG (ou SIOUF) de direction généralement Nord/Sud.
- L'altitude moyenne est située à 275m par rapport au niveau de la mer.
- Son climat est désertique (sec avec un très faible taux d'humidité).
- Ecart important de température entre l'hiver et l'été (-5°C à 50°C).
- Elle enregistre une pluviométrie très faible (2 à 4 mm/an).
- Terrain accidenté vu la position de la région (limite de l'erg oriental).
- Fréquence importante des vents de sable.

La région de RHOURE NOUSS est composée de plusieurs champs (Gisements) sur un rayon de 100 Km par rapport au siège de la direction régionale qui est située dans le champ de RHOURE-NOUSS centre.

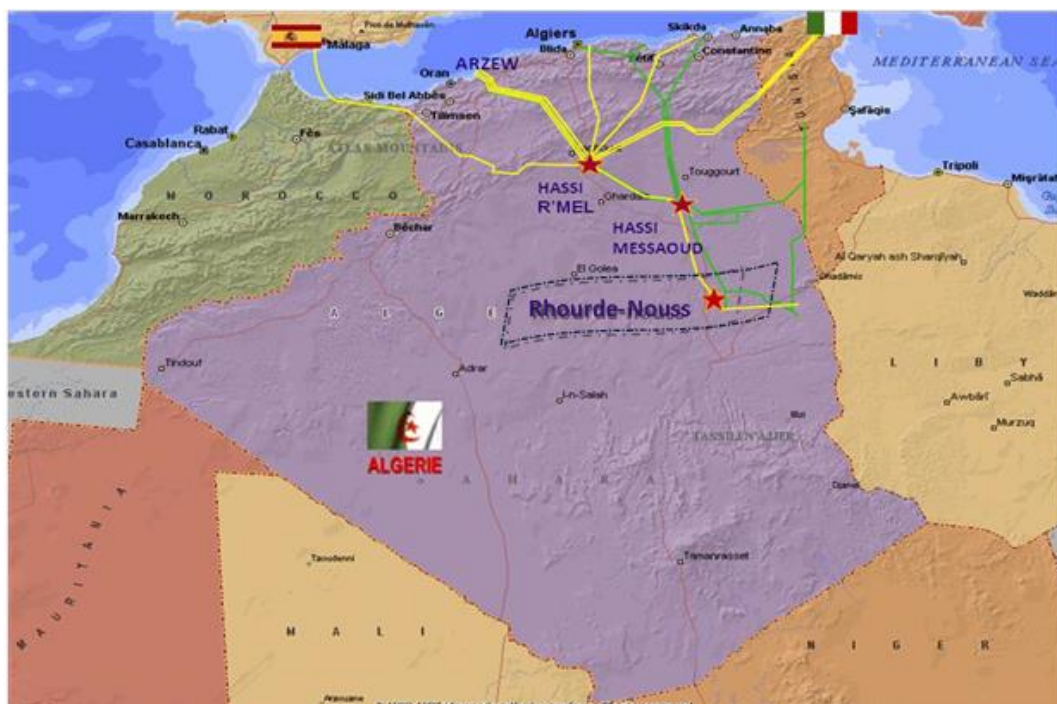


Figure 7: Situation géographique de la région RHOURE NOUSS

III.1.2 Historique de la région

La première découverte de gaz à RHOURE NOUSS fut en 1956. Le premier puits RN1, foré en 1962, a mis en évidence la présence de gaz riche en condensât au niveau de plusieurs réservoirs. Après la découverte de l'huile sur le puits RN4 un centre de traitement d'huile a été construit et mis en exploitation en 1966.

Les grandes périodes caractérisent la chronologie historique de la région RHOURE-NOUSS sont représentées ci-dessous

III.2. Description du complexe de RHOURE-NOUSS

III.2.1. Charge et produits

La capacité globale de RHOURE NOUSS est portée à :

Gaz brut : 51 millions SM³/j. Commercialisation : 20 millions SM³/j.

Réinjection : 75% environ, soit GPL : 3986 T/j, 32 millions SM³/j gaz sec.

Condensât : 5000 T/j.

Pétrole brut : 500T/j.

III.2.2. Réseaux collectes

Cette production est assurée par un certain nombre de puits producteurs et injecteurs de gaz, un ensemble de collectes et manifolds.

- Puits producteurs de gaz : 76.
- Puits injecteurs de gaz : 36.
- Puits d'huile : 16.
- Collectes : 780 Km (diamètre de 4 à 20 pouces).
- Manifolds : 37

III.2.3 Les différents complexes de la région

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

- **La phase A** : production de 50 million SM³/j de gaz.
- **La phase B**: Traitement de 30 million SM³/j pour récupérer le GPL, et les traces du condensât.
- **CSC** : Un centre de compression et de séparation pour la production d'huile.
- **CPF** (Quartzite de Hamra) : Traitement de 10 million SM³/j de gaz.

II.2.3.1 Phase A

Le complexe de la phase A est composé de quatre trains identique, qui font la séparation et le traitement du gaz brut venant des puits producteurs, chacun comporte un ensemble d'équipements (ballons séparateur, échangeurs, sécheurs ...) dans le but de :

Réaliser une bonne séparation afin de récupérer le maximum du condensât (C_{5+}),

Assurer la compression du gaz (partie HP) vers la phase B et le recyclage du gaz sec traité (C_1 et C_2) vers la réinjection et l'expédition. Le cinquième train (U-70) fait seulement le traitement du gaz brut.

L'usine existante traite actuellement une charge de 43 million SM^3/j de gaz brut avec une production de 2600 t/j du condensât.

II.2.3.2 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 ou la réinjection.

II.2.3.3 Description Usine de 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. Ils sont regroupés suivant leur niveau de pression et sont connectés à trois séparateurs pour séparer le gaz et le condensat. Les gaz provenant de la ligne de tête des trois séparateurs de différentes pressions (MP, BP, TBP) sont comprimés dans le système de compression pour obtenir la pression de batterie à l'usine de gaz Rhourde Nouss, qui est de 83 bars où ils sont acheminés. Les bruts récupérés au séparateur TBP sont expédiés au dessaleur de brut, et puis sont envoyés vers la colonne de stabilisation ; après le traitement, le brut dessalé et stabilisé provenant de la colonne est stocké dans le bac de stockage de brut avant son expédition vers HAOUDH ELHAMRA (HEH). L'objectif prioritaire de cette installation est la production d'huile. La capacité journalière du (CSC) d'après le design est de 1000 SM^3/j pour le brut et de 8.7 MMSCMD pour le gaz.

II.2.3.4 CPF(QH)

La nouvelle installation de traitement de Quartzite de Hamra (QH) est conçue pour traiter 11 millions SM^3/j de gaz (base sèche) provenant de 33 puits de production dans quatre (4) champs, dans la région de RHOURE-NOUSS. L'usine a une production nominale de 10 millions SM^3/j 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.

- Condensat non stabilisé à diriger vers la phase A.
- Gaz (associé) lourd à diriger vers la phase A.
- Le dioxyde de carbone CO_2 dirigé vers l'incinérateur.

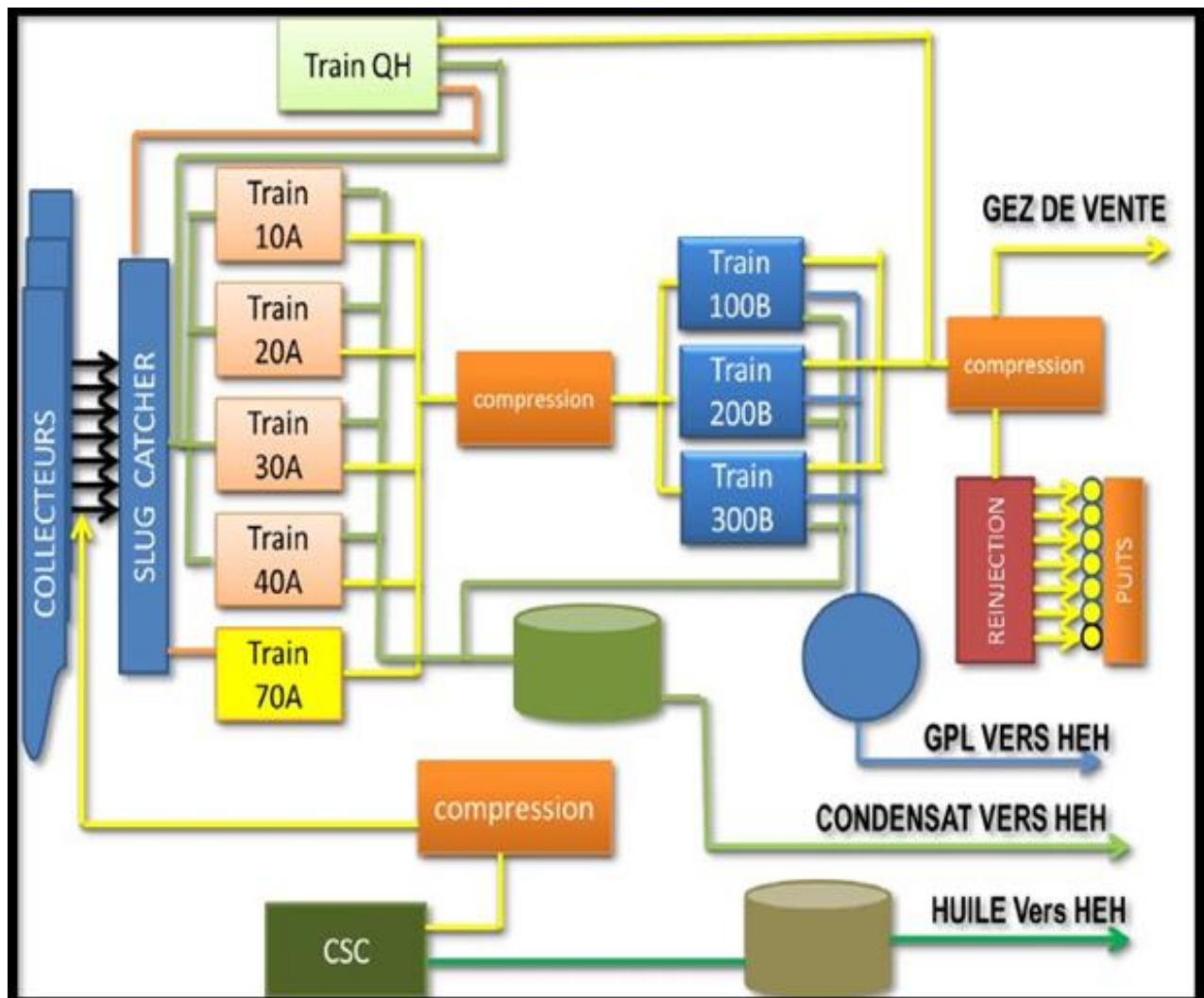


Figure 8: Schéma Simplifié Du Phase A Et B ; CSC ; CPF

III.3. Le 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/j 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, 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 et passe à travers une unité de décarbonatation (Acid Gaz 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 causée 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 gaz sortant de la nouvelle installation de traitement, soit 8,6 millions Sm^3/jour , est mélangé avec le gaz d'exportation produit dans les installations existantes de Rhourde Nouss, soit 49 millions Sm^3/jour aux conditions de conception. Une partie du mélange, soit 34 millions Sm^3/jour , est envoyé vers le gazoduc GR4 du réseau national par un nouveau pipeline d'expédition. Ce nouveau pipeline de 28" comprend une station de comptage fiscale.

Le CO_2 extrait du gaz par l'unité de décarbonatation est envoyée avec le BTEX vers l'incinérateur pour la combustion de BTEX avec CO_2 à 900°C puis vers l'atmosphère, 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.

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 Rhourde Nouss QH comprend les deux (2) systèmes suivants :

Le système de collecte du gaz et collecteurs

L'unité de traitement de gaz de Rhourde Nouss indiqué par CPF (Central Processing Facility).

Le CPF est subdivisé en six (6) sections :

1. la séparation du mélange multiphasique (Slug Catcher)
2. Le traitement du gaz ;
3. La compression et la déshydratation du CO₂ ;
4. Le prétraitement du condensat instable ;
5. Le traitement de l'eau produite (désuilage) ;
6. Les utilités.

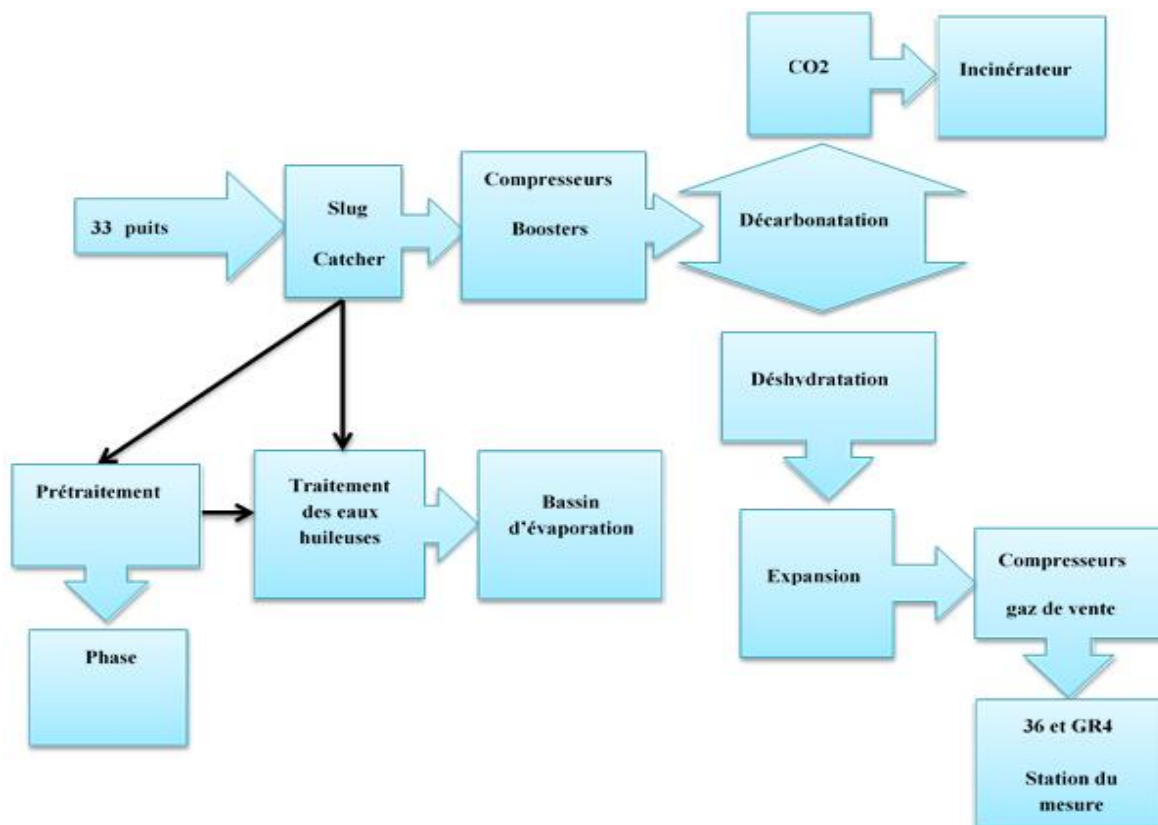


Figure 9 : Schéma bloc du CPF

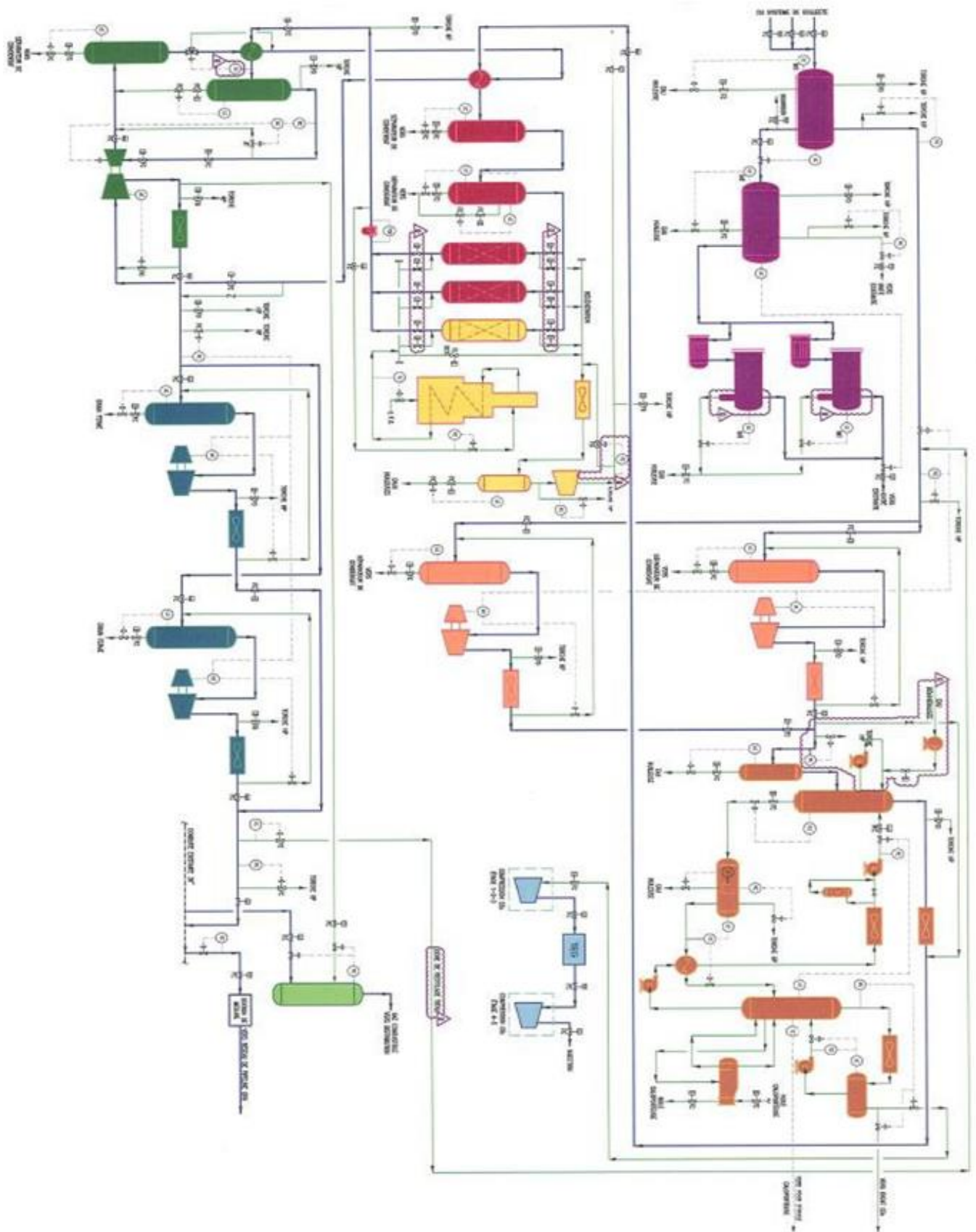


Figure 10 : Schéma du procédé simplifié CPF

III.4. L'unité de décarbonatation (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.

III.4.1. Entrée des gaz acides

Les gaz acides qui proviennent des compresseurs booster entrent dans le Séparateur entrée de l'unité de décarbonatation 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.

III.4.2. Absorbeur de CO_2

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. 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.

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.

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.

III.4.3. Ballon de Flash d'amine

Dû au fait que l'absorption du CO_2 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 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. Dans le ballon, le contrôle de pression se fait en éventant les gaz vers la torche BP. 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.

III.4.4. Échangeur de chaleur amine riche/pauvre

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 pouces. 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 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.

III.4.5. Régénération d'amine

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 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.

La perte de pression dans la colonne du Régénérateur est disponible dans le. Une augmentation de la pression différentielle 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'Aéroréfrigérant 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.

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. 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.

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 (2m³/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.

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.

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 maintenue à 5°C. Le

contrôle des aérorefroidisseurs 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'Aérorefroidisseur de recirculation d'amine.

En aval de l'Aérorefroidisseur 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)

III.4.6. Pompes booster d'amine

La solution chaude d'amine pauvre recueillie au fond du régénérateur est pompée à 10 barg par les pompes boosters d'amine 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.

III.4.7. Filtres d'amine

Un soutirage d'amine d'environ 10 % du débit total est pris en aval de l'aérorefroidisseur 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 pré filtre 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.

III.4.8. Système de drainage d'amine

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).

Si le niveau dans le Ballon de drainage est très bas, l'alarme déclenche, ce qui déclenche le système d'arrêt d'urgence, l'arrêt des Pompes du ballon de drainage ainsi que 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 un transmetteur qui envoie un signal au contrôleur afin de démarrer le réchauffeur. L'azote est utilisé comme gaz tampon dans le Ballon de drainage de l'amine afin d'éviter le contact de l'amine avec l'oxygène.

III.4.9. Stockage d'amine

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. (16)

CHAPITRE IV : Modélisation & Simulation de l'unité de décarbonatation de gaz Rhoude-Nouss

Introduction

Le CPF de RHOUD NOUSS a été conçu pour traiter une charge nominale de 10 MMSM³/J de gaz de quartzite à une teneur en CO₂ d'environ 9% molaire. Pour cette fin, il englobe un procédé de décarbonatation par absorption permettant de réduire sa teneur en CO₂ jusqu'à 2%, soit la norme exigée pour le transport. L'amine utilisée est un mélange MDEA+DEA, dont la composition est 50 % H₂O, 48% MDEA et 2% DEA en masse.

Le débit actuel est de 8 MMSM³/J. Par conséquence, une forte concentration du CO₂ a été constatée. Pour cela il a été proposé de réduire la teneur de CO₂

Le but de ce présent travail est modéliser et simuler par **ASPEN HYSYS™** l'élimination de CO₂ par absorption chimique par amine et d'optimiser les paramètres de marche du procédé afin de trouve les conditions de marche optimales.

IV.1. Généralité Sur Procédé A Simulé :

La possibilité d'éliminer le CO₂ dans le gaz naturel a augmenté les contraintes environnementales. La méthode la plus usuelle pour éliminer le CO₂ est l'absorption chimique. Elle utilise des solvants à base amine. La figure ci-dessous montre le principe du procédé. Les solvants les plus utilisées pour l'élimination de CO₂ sont les alcanolamines MEA (monoéthanolamine), DEA (diéthanolamine), MDEA (methyldiethanolamine), ...etc.).

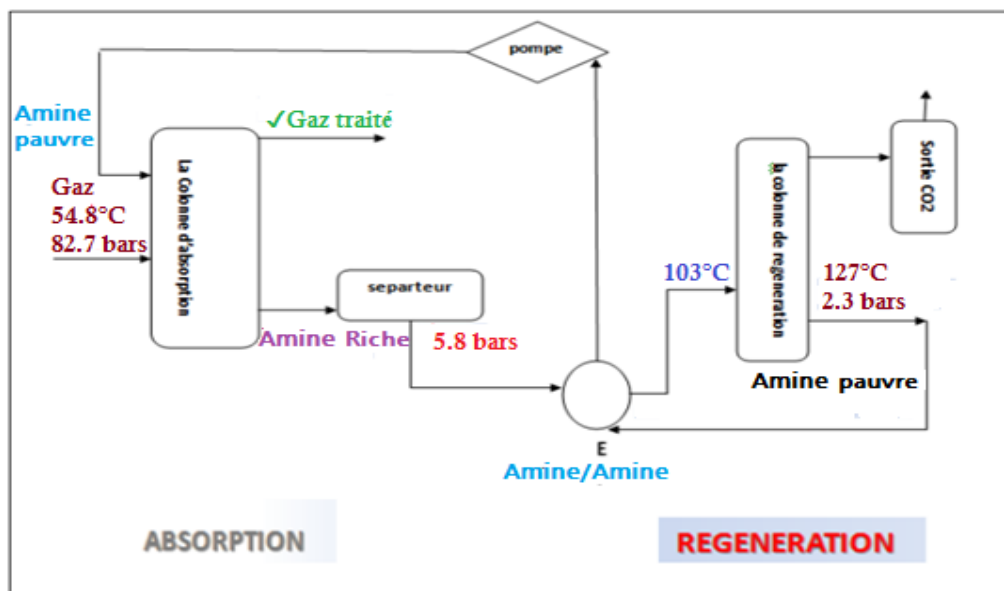


Figure 11 : Principe du procédé de décarbonatation

Tant que l'essai à grande échelle est compliqué, il est normal d'employer la simulation pour évaluer de tels procédés. Plusieurs travaux de recherche sont effectués sur la simulation de procédé d'élimination de CO₂ du gaz naturel à sa pression réel.

Les paramètres clés d'une simulation de l'absorption et de la désorption de CO₂ sont : le rendement, la thermodynamique du système et la consommation d'énergie.

IV.2. Simulation de l'unité

IV.2.1. Présentation du logiciel HYSYS

Le Simulateur HYSYS est un ensemble de modèles mathématiques des opérations unitaire (ballon, colonne de distillation, compresseur, vanne...etc.), ces opérations sont connectées dans un schéma de procédé PFD par le courant d'information généré dans ces opérations, Donc le HYSYS est un programme informatique pour la simulation des procédés de l'industrie de gaz, des procédés de raffinage et de la pétrochimie,

➤ A l'état stationnaire.

➤ En situation dynamique.

HYSYS présent plusieurs modèles thermodynamiques avec leur domaine d'application on peut avoir :

- Modèles spéciaux pour les amines ;
- Modèles utilisant la pression de vapeur (équation d'Antoine, NK10 et table Esso)
- Modèles spéciaux pour la vapeur d'eau (ASTM stream, NBS stream)
- Modèles semi empiriques ;
- Modèles hybrides (pour les systèmes à forte polarité, forte déviation par rapport à l'idéalité, azéotropes)

On présente ici les étapes nécessaires pour une simulation.

- Engineering.
- Établissement des bilans matière et d'énergie d'un procédé industriel.
- Dimensionnement des équipements.
- Réajustement des paramètres de fonctionnement dans le cas de changement de composition de l'alimentation.
- Détermination des performances des équipements

L'utilisation du HYSYS nécessite

- Le choix d'un modèle thermodynamique et les constituants.
- Établir le schéma de procédées PFD.
- Spécification des paramètres nécessaires pour chaque opération. [17]

IV.2.2. Modèle thermodynamique

Les modèles thermodynamiques sont nécessaires pour le calcul des propriétés physiques des fluides dont les hydrocarbures sur un éventail de conditions de fonctionnement.

Le modèle thermodynamique choisi est "Acid Gaz-Chemical solvent package" utilisé pour les procédés d'élimination des gaz acides

Le modèle d'amine "Acid Gaz-Chemical solvent package" contient les modèles thermodynamiques développés pour les propriétés du système. Leur modèle de propriété d'amine est disponible sur une option avec Aspen HYSYS nous donnant accès à un modèle prouvé de propriété pour la simulation fiable pour l'utilisation d'amine, tout en maintenant la capacité d'employer les possibilités d'écoulement puissantes dans l'Aspen HYSYS. L'absorption de CO₂ par les solutions aqueuses d'alcanolamines implique des réactions exothermiques. Les effets de la chaleur sont des facteurs importants dans les procédés d'absorption par solution d'amine et sont correctement pris en considération dans le modèle de propriété d'amines. Les corrélations pour les solutions sont installées en fonction de composition et d'amine.

IV.2.3. Modèles de colonne dans le logiciel de simulation

Une colonne d'absorption de CO₂ est une unité où le liquide coule vers le bas (par exemple une solution d'amine) et le gaz coule vers le haut. Le CO₂ est transféré à partir de la phase gazeuse à la phase liquide où elle réagit avec la solution d'amine. Les phases de gaz et de liquide sont effectuées pour obtenir en contact à l'aide de garnissage structuré. La colonne de désorption de CO₂ également à de garnissage, et cette colonne à un rebouilleur au fond pour fournir la chaleur au solvant riche, et un condensateur au-dessus pour la sortie de CO₂.

Une situation de base a été établie en utilisant les étapes suivantes, la première étape est de choisir paquet liquide approprié. La composition brute sèche du gisement est présentée dans le tableau suivant.

Tableau 3: Composition du gaz d'alimentation base sèche

Composition du Gaz d'alimentation (base sèche)	
Composant	% molaire
N₂	0.5255
CO₂	8.5798
Méthane	81.3801
Ethane	5.0603
Propane	1.8813
i-butane	0.5896
n-butane	0.5804
i-pentane	0.3212
n-Pentane	0.1557
n-Hexane	0.2323
n-Heptane	0.1429
n-Octane	0.0493
n-Nonane	0.0270
n-Décane	0.0101
n-C₁₁	0.0031
C₁₂+	0.0077
TOTAL	100.00

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 nominale d'opération entrée CPF 10 millions SM³/J de gaz (base sèche) à 40 barg et 55 °C.

La composition du gaz de vente est présentée dans le tableau suivant.

Tableau 4: Composition du Gaz de Vente

Composition du Gaz de Vente (base sèche)	
Composant	% molaire
N₂	0.5766
CO₂	1.8591
Méthane	88.1797
Ethane	5.442
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	100.00

- Débit nominal d'opération 8.6 millions Sm³/jour
- Pression 96 barg
- Température 60°C
- Poids moléculaire du gaz 18.9
- Contenu en eau du gaz de vente <1,0 ppmv

La concentration de solvant d'amine (MDEA+DEA+H₂O) est présentée dans le tableau suivant.

Tableau 5: Composition de l'Amine d'alimentation.

Les compositions	% (masse)
MDEA	48
DEA	2
H₂O	50
Total	100

Les paramètres opératoires d'alimentation du l'unité de décarbonatation sont représentés dans le tableau ci-dessous.

Tableau 6: Les paramètres opératoires du Gaz et d'Amine à alimentation.

Paramètres	Gaz	Amine
Pression (bar)	83.20	91.10
Température (°C)	42.0	50.0
Débit (kgmole/h)	14000	12390

Après choix du modèle et composant du fluide, on peut maintenant écrire l'environnement de simulation Là où l'organigramme de procédé (PFD) est établi. L'environnement de simulation de l'amine PFD est représenté sur la figure ci-dessous :

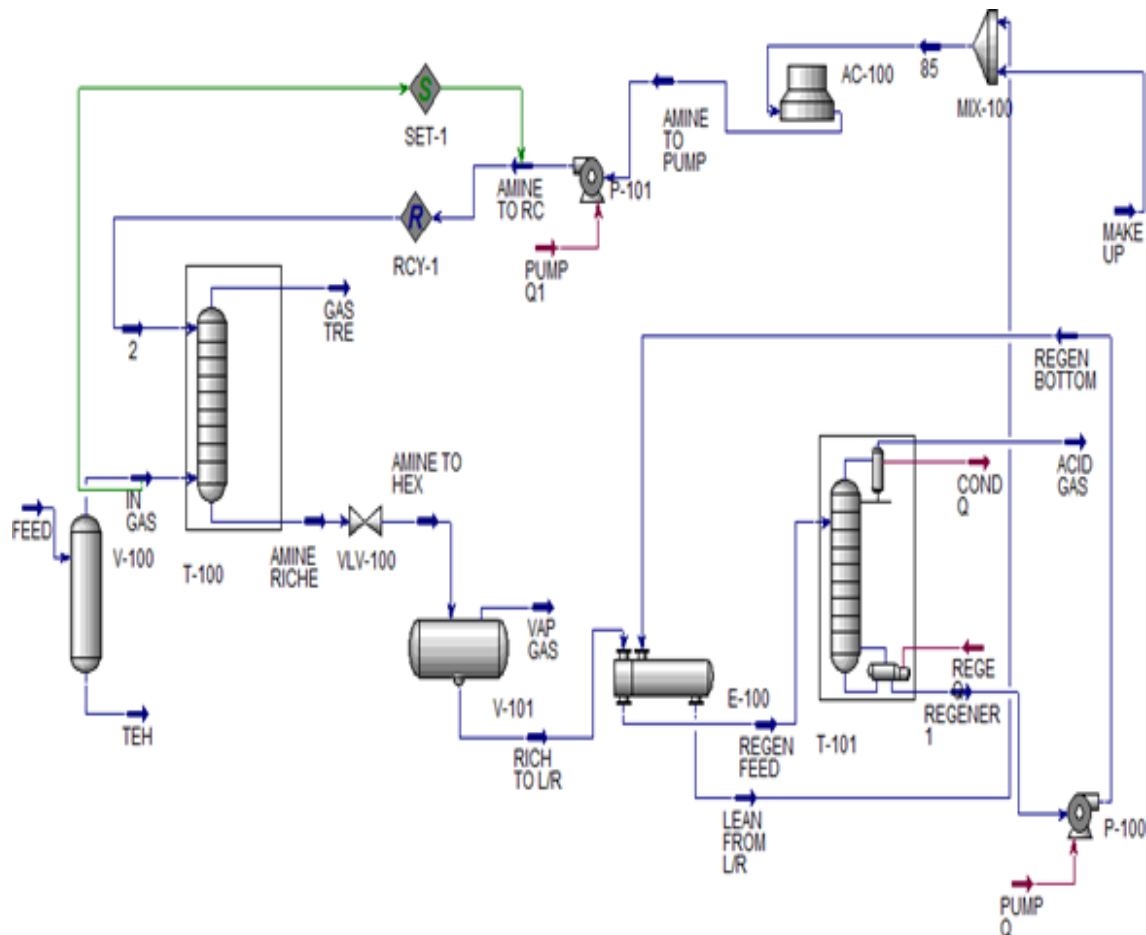


Figure 12: la configuration de procédé de décarbonatation

- | | |
|--|--|
| T100 : Absorbeur | VLV-100 : Valve de détente. |
| V-101 : Ballon de détente Des hydrocarbures. | E-100 : Échangeurs. |
| p-100 : Pompe de solution Amine. | T-101 : Colonne de régénération. |
| RCY-1 : Recycleur. | FEED : Gaz Naturel riche en CO ₂ |
| GAZ TRE : Gaz naturel pauvre en CO ₂ . | 2 : AMINE Pauvre. |

La simulation du procédé commence par la simulation du flux de gaz acide d'alimentation près indication de la température de gaz, la pression et le débit et le HYSYS calculer les paramètres restants.

Dans cette partie nous avons présenté un aperçu sur la modélisation et la simulation des procédés de décarbonatation, principe de fonctionnement des simulateurs de procédés et leur rôle dans le domaine d'engineering, ainsi qu'une brève explication sur la manière dont HYSYS procède.

IV.3. Discussion des résultats

Le gaz naturel brut riche en CO₂ qui pénètre la colonne d'absorption à une température de **42°C** et une pression de **83 bars**, où il y a extraction du CO₂ du gaz à l'aide de la solution amine (MDEA+DEA) pauvre qui entre en haut de la colonne. Le simulateur Aspen HYSYS travail avec des données réelles pour cela durant notre stage nous avons pu relever tous les paramètres de fonctionnement de chaque appareil constituant le cycle de décarbonatation du gaz naturel en termes de température pression...etc. (tableau suivant). La composition du gaz d'alimentation dans le cas actuel est présentée dans le tableau suivant.

Tableau 7: les caractéristiques physiques et chimiques du gaz naturel de Rhourde Nouss entrée et sortie de l'absorbeur

	ENTREE DE L'ABSORBEUR	SORTIE DE L'ABSORBEUR
Pression (bar)	83.20	83.20
Température (°C)	42.00	58.84
Débit (kgmole/h)	14000	13190
Constituants	Fraction molaire	Fraction molaire
Azote	0.3200	0.3395
CO₂	8.5102	2.8200
Méthane	81.1819	86.0823
Ethane	4.8501	5.1446
Propane	2.3500	2.4934
i-butane	0.8200	0.8705
n-butane	0.9900	1.0509
i-pentane	0.2800	0.2972
n-pentane	0.1300	0.1380
n-hexane	0.2200	0.2335
n-heptane	0.1300	0.1380
n-octane	0.0500	0.0531
n-Nonane	0.0270	0.0287
n-décane	0.0100	0.0106
n-C11	0.0031	0.0033
n-C12	0.0077	0.0082
H₂O	0.1200	0.2879
H₂S	0.0000	0.0000
TOTAL	100	100

Le tableau ci-dessous représente les compositions des produits d'absorbeur dans le cas actuel.

Tableau 8: Les compositions des produits d'absorbeur dans le cas actuel

	Composition des produits absorbeur	
	Gaz traité	Amine Riche
CO₂ (%mole)	02.8200	06.2075
MDEA (%mole)	00.0004	11.8232
DEA (%mole)	00.0000	00.5584

D'après le tableau précédent la concentration de CO₂ dans le gaz traité (sortie de la colonne d'absorption) est presque **3%**, cette valeur dépasse la norme de vente ; à cet effet on a procédé à l'optimisation des paramètres opératoires dans l'absorbeur pour approcher à la composition optimale.

Le gaz traité ou pauvre en CO₂ sort de la tête de l'absorbeur avec une concentration en CO₂ de **3%**. Du bas de l'absorbeur sort l'amine riche en CO₂ avec une température de **76.93°C** et une pression de **91.10 bars**, l'amine riche entre dans le séparateur à fin de séparer les hydrocarbure léger (fuel gaz) entrainer par l'amine riche .Le fuel gaz sort du haut du séparateur et l'amine riche sort du bas avant d'être chauffé dans l'échangeur de chaleur coté tube jusqu'à une température de **103°C** par l'amine pauvre qui vient du bas du la colonne de désorption .

Tableau 9: caractéristique physique et chimique MDEA entrée et sortie de régénérateur

	Entrée de régénérateur	Sortie de régénérateur
Pression (bar)	4.40	2.30
Température (°C)	103	127
Débit massique (kgmole/h)	13170	12290
Constituants	Fraction molaire	Fraction molaire
Azote	0.000	0.000
CO₂	6.0873	0.0191
Méthane	0.000	0.000
Ethane	0.000	0.000
Propane	0.000	0.000
i-butane	0.000	0.000
n-butane	0.000	0.000

i-pentane	0.000	0.000
n-pentane	0.000	0.000
n-hexane	0.000	0.000
n-heptane	0.000	0.000
n-octane	0.000	0.000
n-Nonane	0.000	0.000
n-décane	0.000	0.000
n-C11	0.000	0.000
n-C12	0.000	0.000
H₂O	81.4963	86.6825
MDEA	11.8533	12.6987
DEA	0.5598	0.5997
H₂S	0.000	0.000
TOTALE		

L'amine riche qui sort de l'échangeur passe dans la colonne de désorption afin de régénérer l'amine avec une température d'entrée de **103°C**. Le dioxyde de carbone (CO₂) qui sort de la tête de la colonne de régénération passe dans un ballon de reflux d'où une partie retourne à la tête de la colonne de régénération afin de garder la tête de colonne de régénération froide.

L'amine pauvre qui sort du bas de la colonne de régénération passe dans le rebouilleur une partie retourne au bas de la colonne afin de **garder** la température du bas de la colonne à **127°C** l'autre partie passe dans l'échangeur de chaleur où il est **refroidi** jusqu'à une température de **85°C** puis dans les aéro-réfrigérantes afin de **refroidir** la solution **amine pauvre** à une température de **63.17°C**. À l'aide de la pompe on augmente la pression **de la solution amine pauvre** jusqu'à une température de **60.3°C** et une pression de **91.10 bars**.

Après avoir comparé les résultats de la simulation avec les données réelles, nous avons constaté que tous les paramètres calculés par Hysys sont près de données réelles ce qui prouve la validation du modèle thermodynamique choisi par le logiciel HYSYS et de nous permettre optimiser les paramètres opératoires dans la section suivante.

IV.4. Optimisation des résultats

L'optimisation du procédé a été suivie par la modification de quelques paramètres pour avoir les objectifs de projet tel que :

- Débit d'amine
- Température d'amine
- Température du gaz d'entrée
- Concentration d'amine

IV.4.1. Débit d'amine VS concentration de CO₂

La variation de débit d'amine de 11000 à 20000 kgmol/h tout en fixant le débit de gaz d'entrée est présentée dans la courbe ci-dessous.

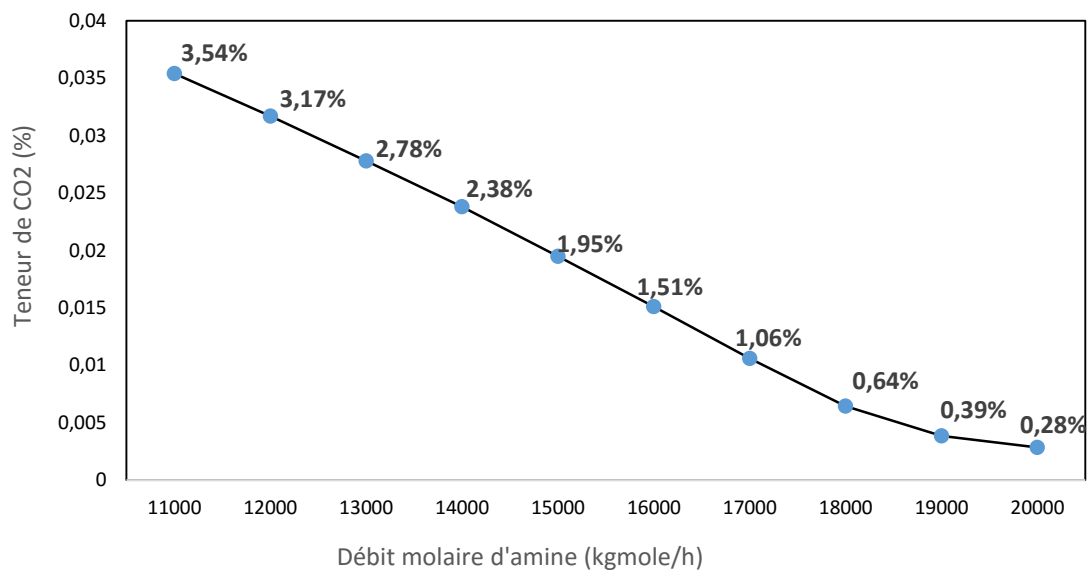


Figure 13: % de CO₂ en fonction du débit d'amine

La variation de la fraction molaire de CO₂ en fonction du débit d'amine donne une allure de profil est linéaire où la fraction molaire de CO₂ dans le gaz naturel se décroît rapidement avec l'augmentation du débit d'amine sachant que le débit du gaz est constant.

IV.4.2. Température d'amine VS concentration CO₂

Pour étudier l'effet de la température sur la teneur en CO₂, la température d'amine a été changée de 45 à 55 °C, soit un intervalle de 10°C. Le débit de gaz d'entrée est toujours fixe.

Les résultats d'optimisation de la température montré dans la figure suivant.

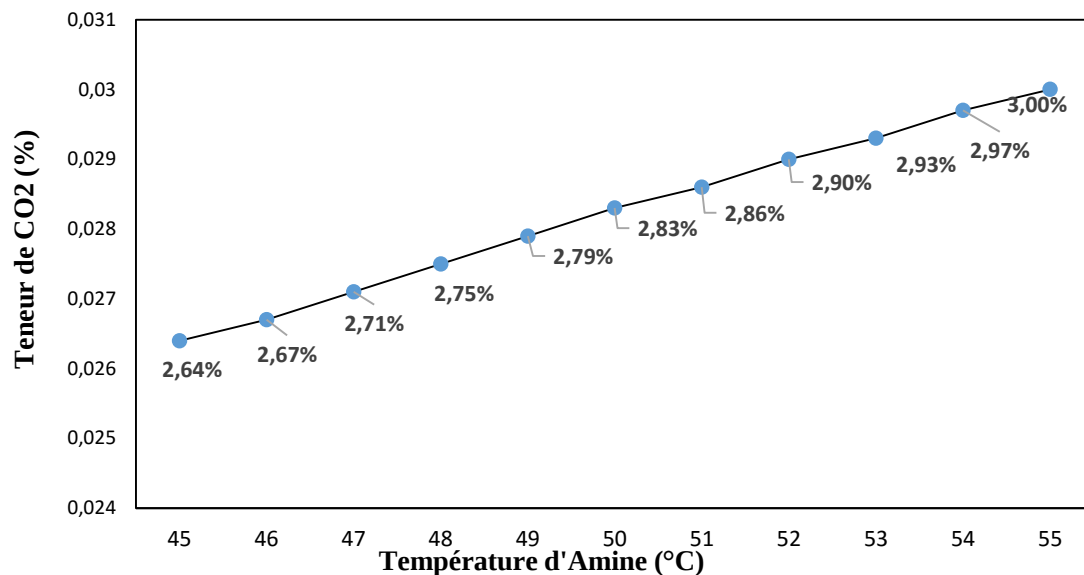


Figure 14: Teneur de CO₂ en fonction du Température d'amine

La même allure que la variation de débit d'amine a été constatée pour la variation de la température tout en fixant le débit d'amine pauvre comme la valeur réelle. La seule différence réside dans le faible gradient de la teneur de CO₂, c.-à-d. l'influence de la température d'amine n'est pas significatif.

IV.4.3. Température du gaz d'entrée VS concentration de CO₂

L'influence de la température de gaz d'entrée sur la teneur en CO₂ a été étudiée en changeant la valeur de 40 à 50 °C. Le débit de gaz d'entrée et d'amine sont fixé.

Les résultats d'optimisation de la température présentés dans la figure suivant.

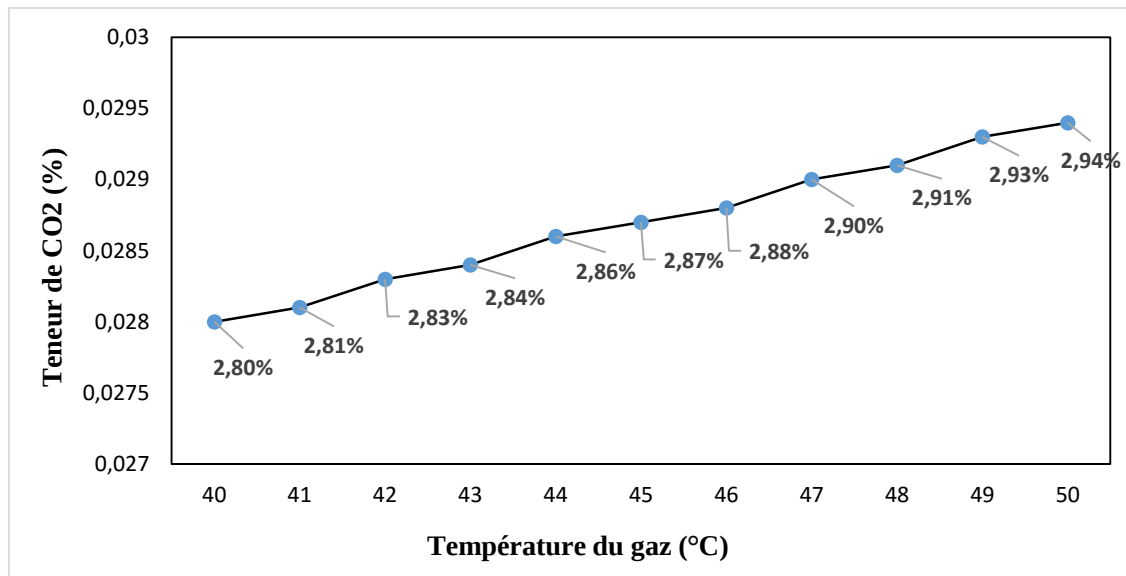


Figure 15 : Teneur de CO₂ en fonction de Température du gaz

L'optimisation d'effet de la température de gaz d'entrée se présente la même interprétation précédente pour l'effet de la température d'amine.

IV.4.4. Concentration d'amine VS concentration CO₂

La dilution d'amine a été également optimisé afin d'avoir le teneur cible de CO₂ dans le gaz sortie d'absorbeur, les valeurs ajustées sont limitées par les conditions opératoires tel que de 30 à 60%. Le résultat montré ci-dessous dans la figure suivante.

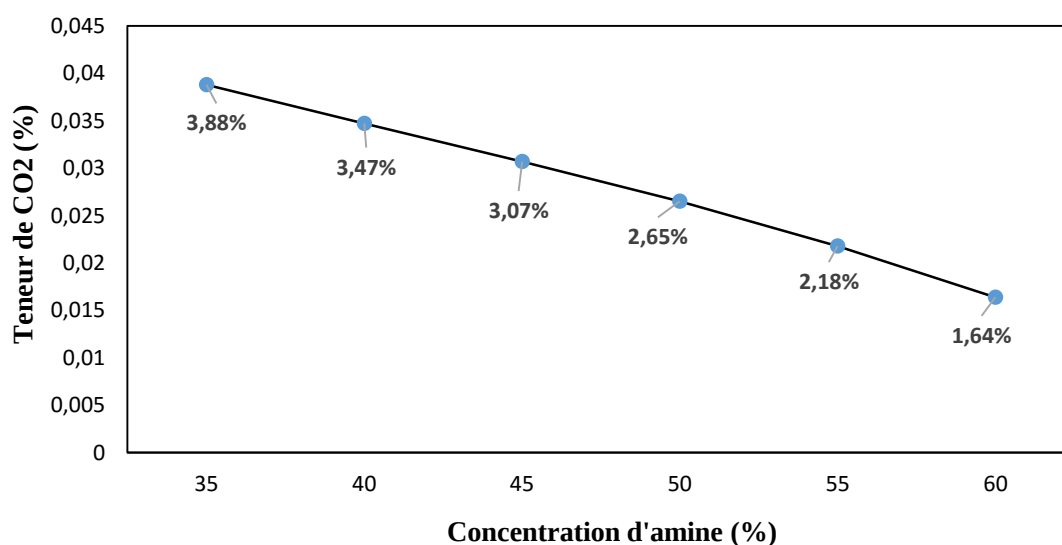


Figure 16: teneur de CO₂ en fonction de la concentration d'amine

D'après la figure on constate que l'allure du profil est linéaire ou la fraction molaire de CO₂ dans le gaz naturel se décroît rapidement avec l'augmentation de la concentration d'amine, mais cette dernière crée un problème direct avec la régénération du solvant amine (consommation de l'énergie) et résulte une grande perte de quantité d'amine comme expliqué dans la figure suivante.

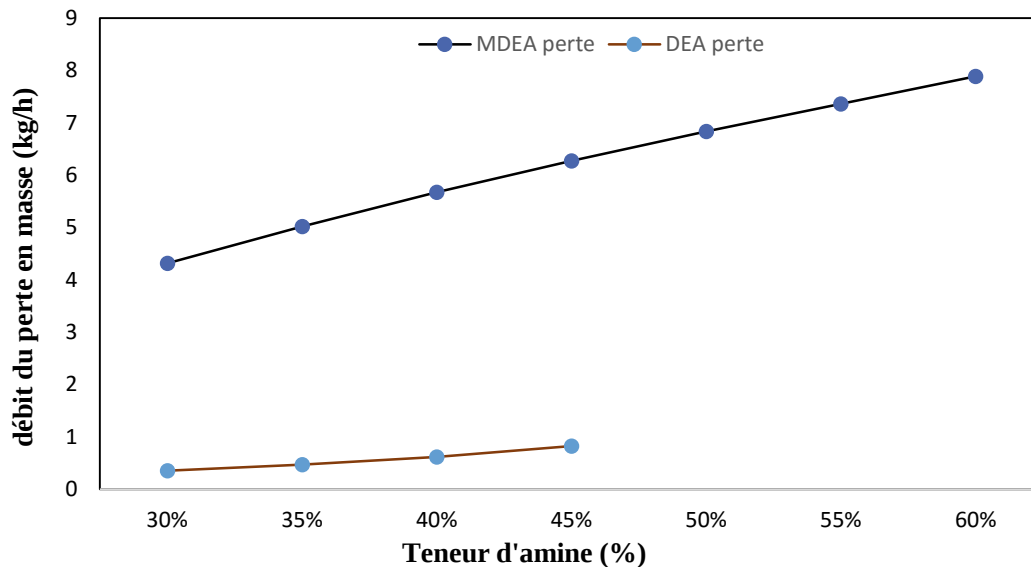


Figure 17: pertes d'amine, MDEA/DEA en fonction de sa concentration

Nous avons étudié les paramètres opératoires et ses influences pour le teneur de CO₂ et trouvé jusqu'à présent que l'augmentation du débit d'amine à une relation directe avec la diminution du teneur de CO₂, par contre les deux températures celle d'amine ou du gaz d'entrée ont remarqué des faibles effets.

Concernant la dilution de solvant, une forte concentration demande un débit plus faible et une faible concentration de CO₂, Par ailleurs, la concentration élevée du solvant possède un inconvénient majeur, à savoir, une perte d'amine important, en conséquence nous conclusion que le débit d'amine avec une concentration convenable est le paramètre opératoire qui on doit l'ajuster afin de réduire le teneur de CO₂ et atteindre l'objectif d'étude.

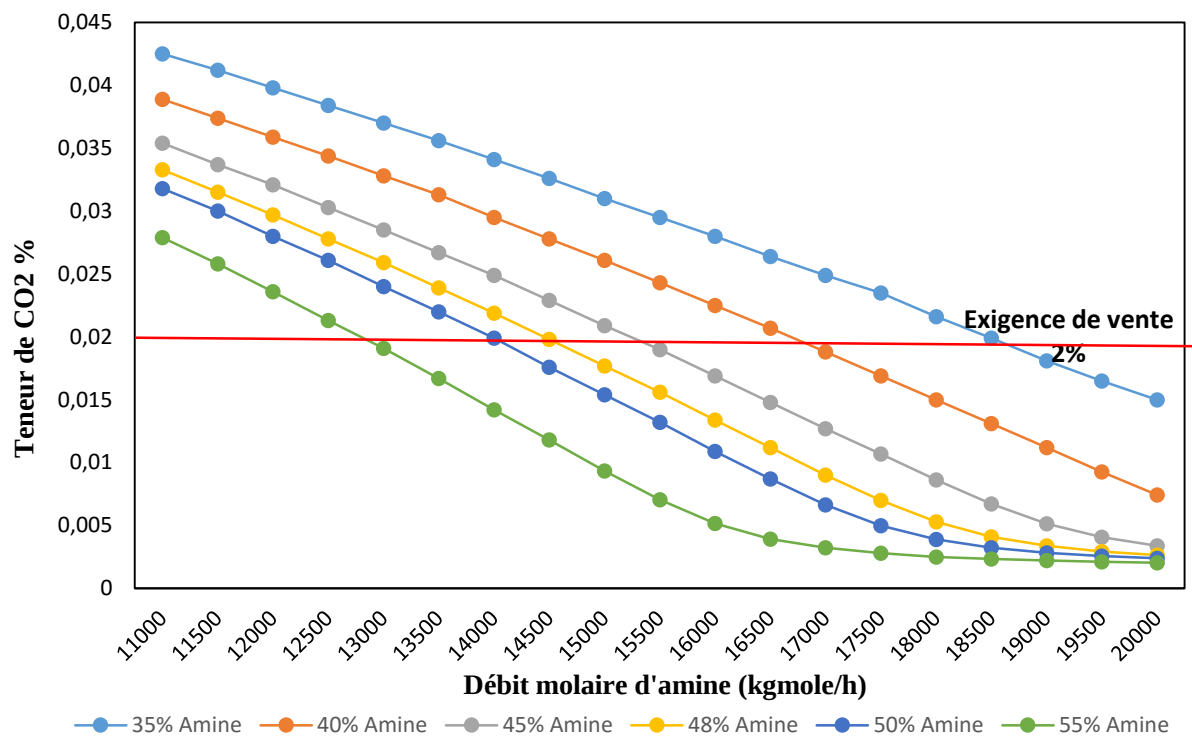


Figure 18: La teneur en CO₂ en fonction du débit molaire de la solution aminée

Nous remarquons que pour chaque concentration, le pourcentage de CO₂ dans le flux de gaz doux est d'autant plus faible que le débit de solvant utilisé est grand. Il existe, par conséquent, un débit critique qui doit être maintenu afin que l'exigence de transport soit toujours satisfaite. Comme la pompe d'amine ne dépasse pas le débit de 15000 kgmole/h (460 m³/h) dans le cas actuel, aussi une forte concentration tels que 60% et 55% d'amine on des pertes d'amines considérable dans le gaz traité provoquent ensuite des problèmes dans l'unité suivante (par exemple l'unité déshydratation), après avoir fixé les conditions ont déduit que :

- Pour une teneur d'amine de 50%, le débit molaire optimal d'amine nécessaire pour un teneur de 2% du CO₂ est environ 14000 kgmole/h
- Pour une teneur d'amine de 48%, le débit molaire optimal d'amine nécessaire pour un teneur de 2% du CO₂ est environ 14500 kgmole/h
- Pour une teneur d'amine de 45%, le débit molaire optimal d'amine nécessaire pour un teneur de 2% du CO₂ est environ 15000 kgmole/h

CONCLUSION ET PERSPECTIVES

Ce projet de fin d'étude est le résultat des travaux effectués durant une période de stage pratique au sein du champ Rhourde Nouss (SONATRACH).

Le but de cette étude est de présenter et de discuter l'utilisation d'Aspen HYSYS pour simuler l'élimination du CO_2 à partir de gaz naturel par absorption chimique en utilisant un solvant amine, et à simuler l'effet total de la réduction de l'efficacité dans une unité de décarbonatation du gaz naturel.

En deuxième lieu, ce processus de décarbonatation a été simulé avec le simulateur Aspen HYSYS. Pour cela nous avons utilisé les données d'entrées réelles du complexe pour prouver sa fiabilité dans le domaine des énergies, vu sa rapidité et son efficacité de calcul.

À l'aide de simulation par programme HYSYS, nous avons étudié l'effet des températures du gaz et d'amine, ainsi le débit d'amine et la variation de la concentration d'amine dans un intervalle de 35% jusqu'à 55%, pour baisser la teneur de CO_2 à 2% dans le gaz doux sachant que leurs concentrations initiales dans le gaz naturel du champ Rhourde-Nouss est 8.5%. Les résultats obtenus sont présentés sous forme des courbes avec des commentaires clairs et détaillés.

Nous avons trouvé que les températures ont des faibles effets sur l'absorption du CO_2 et la réduction de sa teneur, par contre on a remarqué que le débit a un grand effet sur la teneur de CO_2 , en ce qui concerne la concentration d'amine 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.

Enfin, l'aboutissement de ce travail consiste à comprendre la technologie de décarbonatation et les problèmes qui peuvent les subir lors du fonctionnement, notant que l'étude de ces équipements est plus vaste qu'elle apparaît, et de nos jours elle se fait en collaboration avec des logiciels de simulation et des essais itératifs afin d'obtenir les meilleurs résultats.

En perspective, il est indispensable de prendre en compte la notion du développement durable, donc nous cherchons toujours la technologie optimum qui doit être économiquement équitable et écologiquement tolérable.

Bibliographie

1. WHUITIER P. Raffinage et génie chimique. Edition de l'institut français du pétrole.
2. www.academia.edu/31466629/l. Généralités sur le gaz naturel.
3. Rojey A. Le gaz naturel, production traitement et transport. PARIS 1994.
4. Kohl A, Nielsen R. Gas purification 28th August 1997
5. Rojey A. Le gaz naturel production traitement et transport. TECHNIP ed. PARIS 1994
6. Conférence sur Le GPL; Hassi Messaoud Janvier 2000. p. 42;5;8.
7. GUERRICHA MA, KHELLOU S. Récupération de CO₂ rejeté vers l'atmosphère au niveau du section décarbonatation d'une unité de traitement de gaz naturel: UNIVERSITE KASDI MARBAH OUARGLA 2012/2013.
8. Pierre C. Distillation. Absorption Colonnes garnies. Techniques de l'ingénieur Opérations unitaires : séparation Gaz-Liquide. "1993/03/10.
9. DESCAMPS C. ETUDE DE LA CAPTURE DU CO₂ PAR ABSORPTION PHYSIQUE DANS LES SYSTEMES DE PRODUCTION D'ÉLECTRICITE BASES SUR LA GAZEIFICATION DU CHARBON INTEGREE A UN CYCLE COMBINE 1er juin 2004.
10. Abderrahmane K, Lamine SM. Optimisation des paramètres de fonctionnement de l'unité de décarbonatation: UNIVERSITE M'HAMED Bougara Boumerdès; 2017/2018
11. Christine R. Absorption avec réaction chimique. 1997/06/10.
12. POLASEK J, BULLIN JA. Selecting Amines for Sweetening Units: Texas A&M University.
13. INERIS DRA- PREV . Décembre 2004 , 46059/tox proc colonnes à garnissage.doc.
14. Formation d'ingénieur : module 26- décarbonatation.
15. Formation d'ingénieur : module 02- décarbonatation.
16. Manuel opératoire CPF/RNS.
17. Hysys Process Documentation, Hyprotech, Ing, AEA Groupe, Calgary, 2000 (CD.ROM).

Résumé

La présence de CO₂ dans le gaz naturel provoque plusieurs problèmes d'exploitation et environnemental suivant leurs conditions dans les installations telle que la température et la pression.

Pour remédier à ce problème de CO₂, il est indispensable de réduire sa teneur dans le gaz naturel durant l'exploitation par un mode de traitement approprié.

Dans ce travail, le procédé de décarbonatation par d'absorption est le mode de traitement choisi, en utilisant le mélange de méthyl-diéthanolamine et diéthanolamine (MDEA+DEA) comme solvant d'extraction de dioxyde de carbone à une concentration initiale de 8.5%.

L'étude de cas du champ Rhourde Nouss, où la teneur CO₂ après traitement est de 2.8% a été étudié et nous avons trouvé que le débit de solvant est le facteur d'influence sur la teneur de CO₂ et tout ça après l'ajustement des plusieurs paramètres d'exploitation par une simulation de logiciel Hysys pour avoir un pourcentage environ 2% selon la norme de vente ;

Mot clés: Gaz naturel, CO₂, absorption, MDEA/DEA, Rhourde Nouss, HYSYS

ملخص

يسبب وجود ثاني أكسيد الكربون في الغاز الطبيعي العديد من المشكلات التشغيلية والبيئية اعتماداً على ظروفها في المنشآت مثل درجة الحرارة والضغط.

لحل هذه المشكلة، من الضروري تقليل محتواه في الغاز الطبيعي أثناء التشغيل بطريقة المعالجة المناسبة. في هذا العمل، عملية إزالة الكربون عن طريق الامتصاص هي طريقة العلاج المختارة، وذلك باستخدام مزيج من ميثيل ديليثانولامين وثالثانولامين (MDEA + DEA) كمذيب لاستخلاص ثاني أكسيد الكربون بتركيز مبدئي قدره 8.5%.

تمت دراسة حالة حقن رود نوس، حيث نسبة ثاني أكسيد الكربون بعد العلاج 2.8٪، ووجدنا أن تدفق المذيب هو المسبب الرئيس في نسبة ثاني أكسيد الكربون وكل ذلك بعد تعديل العديد من عوامل التشغيل بواسطة محاكاة برنامج Hysys للحصول على نسبة مئوية حوالي 2٪ وفقاً لمعايير المبيعات.

الكلمات المفتاحية: الغاز الطبيعي، ثاني أكسيد الكربون، الامتصاص، MDEA / DEA، Rhourde Nouss، HYSYS

Abstract

The presence of CO₂ in natural gas causes several operational and environmental problems depending on their conditions in the facilities such as temperature and pressure.

To remedy this problem of CO₂, it is essential to reduce its content in natural gas during operation by an appropriate method of treatment.

In this work, the process of decarbonation by absorption is the chosen treatment mode, using the mixture of methyldiethanolamine and diethanolamine (MDEA + DEA) as carbon dioxide extraction solvent at an initial concentration of 8.5%.

The case study of the Rhourde Nouss field, where the CO₂ content after treatment is 2.8% has been studied and we have found that the solvent flow rate is the influence factor on the CO₂ content and all that after the adjustment of several operating parameters by a Hysys software simulation to have a percentage about 2% according to the sales standard.

Key words: Natural gas, CO₂, absorption, MDEA / DEA, Rhourde Nouss, HYSYS