



Université Abbas LAGHROUR Khenchela
Faculté de Sciences & de Technologie
Département de Sciences & Techniques
جامعة عباس لغرور خنشلة
كلية العلوم والتكنولوجيا
قسم العلوم والتقنيات



N° Série :.....

Mémoire de fin d'études

Pour l'obtention du diplôme de Master (LMD)

Spécialité: Génie des Procédés

Option: Génie des Procédés et L'environnement

*Décarbonatation du gaz naturel au niveau
du champ Rhourde Nouss*

Réalisé par:

BELKHIRI Taous

ZAOUAGA Khadidja

Directeur de Mémoire: KIHAL Rafiaa

Devant le Jury:

Président: DJEFFALI Khaled Université Abbes Laghrou khenchela

Rapporteur: KIHAL Rafiaa Université Abbes Laghrou khenchela

Examineur: MECHERI Nassira Université Abbes Laghrou khenchela

Présenté le: 01/07/2017

REMERCIEMENT

Nous remercions avant tout ; Dieu le tout puissant qui nous a guidés tout au long de nous vie, qui nous a permis de m'instruire et d'arriver aussi loin dans nos études, et qui nous a donné le courage et la patience pour passer tous les moments difficiles, et qui nous a permis d'achever ce modeste travail.

Mes premiers et sincères remerciements et fond du coeur notre prometteuse de la soutenance

Mlle: KIHAL RAFIAA

Pour tous son dévouement lors de notre encadrement, son orientation, ses précieux conseils, et son suivi durant la réalisation de ce travail.

Nous remercions l'ensemble du personnels, professeurs et enseignants du département des Génie des procédés et spécialement : Mr .MAKHLOUFI, Mr. BENOUNIS, Mr. DJAFAL, Mme MECHRI, Mme TOUATI.

Nous adressons de chaleureux remerciements plus sincères s'adressent aussi aux membres des travailleurs de DP Rhourde nous.

Nous remercions également les membres du travailleur de CPF Notamment : Le responsable de projet ; L'ingénieur : Mr. HICHAME BEN KHELIFA Un grand merci à

*Tous ceux et celle qui
Ont aidé de près ou de loin
à la travail. Merci à tous*

ZAOUAGA KHADIDJA, BELKHIRI TAOUS

Dédicace

Je dédie ce modeste travail à:

Mon cher père,

Ma très chère mère,

Mes très chers frères et soeurs,

Toute ma famille,

Et à tous mes amis.

BELKHIRI TAOUS



Dédicace

Je dédie ce modeste travail à:

Mon cher père,

Ma très chère mère,

Mes très chers frères et sœurs,

Mon frère Yazide Aboudi,

Toute ma famille,

Et à tous mes amis.

ZAOUAGA KHADIDJA



Liste des tableaux

Tableau1: Composition base sèche de l'alimentation.

Tableau II.1 : Avantages et inconvénients des solvants.

Tableau II.2 : Composition du gaz de vente.

Tableau III.1: Conditions opératoires.

Tableau III.2: Composition de gaz décarbonaté.

Tableau III.3: Composition de l'amine riche.

Tableau III.4: Composition de CO₂ humide.

Tableau III.5: Composition de l'amine pauvre.

Listes des figure

Figure 1: Situation géographique de Rhourde Nous

Figure 2: Histoire de la région

Figure 3: Organigramme de la région de Rhourde Nous

Figure 4: Schéma générale du CPF

Figure 5: Schéma bloc du CPF

Figure I.1: Production du gaz naturel en Algérie

Figure I.2: la répartition des réserves gazières en Algérie

Figure II.1: Schéma d'unité de décarbonatation

Figure II.2: Schéma de base d'unité de décarbonatation a les amines

Figure II.3: Colonne d'absorption « contacteur »

Figure II.4: Flash d'amine

Figure II.5: Colonne de régénération

Figure II.6: Pompes booster d'amine

Figure III.1: Simulation de l'unité AGRU avec l'équation Li-Mather

Figure III.2 : variation de fraction molaire de CO_2 de gaz décarbonaté en fonction de température d'alimentation

Figure III.3 : variation de fraction molaire de DEA/MDEA de gaz décarbonaté en fonction de température d'alimentation.

Figure III.4 : variation de fraction molaire de Ethane /Méthane d'amine riche en fonction de la température d'alimentation.

Figure III.5 : variation de fraction molaire de CO_2 d'Amine Riche en fonction de la température d'alimentation.

Figure III.6 : variation de fraction molaire de CO_2 de gaz vapeur de gaz en fonction de température d'alimentation.

Figure III.7 : Variation de fraction molaire de MDEA / H_2O de gaz décarbonaté en fonction de débit molaire d'amine pauvre.

Figure III.8 : Variation de fraction molaire de température / CO_2 de gaz décarbonaté en fonction de débit molaire d'amine pauvre

Figure III.9 : Variation de fraction molaire de Ethan /méthane d'amine riche en fonction de débit molaire d'amine pauvre.

Figure III.10 : Variation de fraction molaire de température /CO₂ d'amine riche en fonction de débit molaire d'amine pauvre.

Abréviation

RN : Rhourde nous .

CTH : Centre de Traitement d'Huile.

GPL : Gaz pétrolier liquéfié.

GNL : Gaz naturel liquéfié.

UTG : Usine de traitement de gaz.

CSC : Centre de séparation et de compression.

CPF: Centre de production facilities .

HP: Haut pression.

HEH: Haoudh El Hamra.

QH: Quartzite de Hamra.

TEG : Tri éthylène glycol.

A, B, : Noms des trains.

CO₂: Dioxyde de carbone.

GR : Gaz duc.

TRC: *Distributed control system.*

HCO₃:Bicarbonate.

AGRU: Acid Gas Removal Unit.

HSS : Précurseurs des Sels Stables.

TEG: *Taux effectif global.*

Ppm: Partie par million.

ppmv : Volume partie par million.

barg : Bar gauge.

GR :Gazoduc.

PCS : Pouvoir calorifique supérieur.

PCI : Pouvoir calorifique inférieur.

SO₂ : Dioxyde de soufre.

N₂ : Azote.

H₂S : Sulfure d'hydrogène.

MEA : Monoéthanolamine.

DEA : Diéthanolamine.

MDEAmine : Méthyldiéthanolamine.

CS : Sulfure de carbone.

CS₂ : Disulfure de carbone.

NO_x : Oxydes d'azote.

SO_x : Oxyde de soufre.

COS : Sulfure carbonyle.

PO : Pouce (1po = 2,54).

DCS : Système de contrôle numérique.

CCDU : Dioxyde de carbone compression d'hydratation unité.

PDF: Process Flow Diagrams.

PDF: Process Flow Diagrams.

S m³/J: Millions standard mètre cube par jour.

Hysys : Hygiène système & services.

VOC : Composé organique volatil.

Pkg : Package.

Table des matières

<i>Liste des tableaux</i>	i
<i>Liste des figures</i>	j
<i>Liste des abréviations</i>	1
<i>Introduction Générale</i>	01

Présentation générale de la région Rhourde Nouss

1. Situation géographique	03
2. Historique de la région.....	03
3. Organisation de la direction de Rhourde Nouss.....	05
4. Principaux champs.....	06
5. Réseaux collectes	06
6. Différents complexes de la région	06
7. Description de l'alimentation.....	11

Chapitre I

Généralités sur le gaz naturel

I.1.Introduction.....	12
I.2.Définition d'un gaz naturel.....	12
I.3.Gaz naturel en Algérie.....	12
I.3.1. Richesse algérienne en gaz	13
I.3.2. Réserves gazières en Algérie	14
I.4.Composition du gaz naturel	14
I.5.Différents types du gaz naturel.....	14
I.5.1.Gaz naturel bactérien	15
I.5.2.Gaz naturel thermique	15
I.5.3.Gaz naturel inorganique	15
I.5.4.Gaz sec	15
I.5.5.Gaz humide	15
I.5.6.Gaz à condensat.....	15
I.5.7.Gaz associé.....	15

I.6.Caractéristiques du gaz naturel.....	15
I.6.1.Pouvoir calorifique.....	16
I.6.2.Composition chimique.....	16
I.6.3.Densité.....	16
I.7.Procédés de traitements du gaz	17
I.7.1.Procédé Hudson	17
I.7.2.Procédé Pritchard	17
I.7.3.Procèdes mixtes.....	17
I.8.Conclusion.....	18
I.9. Références Bibliographiques.....	19

Chapitre II

Procédés de décarbonatation du gaz naturel

II.1.Introduction.....	20
II.2.Description de l'unité de décarbonatation (AGRU)	20
II.3.Décarbonatation du gaz naturel par absorption.....	22
II.3.1.Absorption par solvants physiques	22
II.3.1.1.Rappel théorique	22
II.3.1.2.Solvants physiques.....	22
II.3.2.Absorption par solvants chimiques.....	22
II.3.2.1.Critères de choix d'un solvant chimique	23
II.3.2.2.Mécanismes réactionnels.....	24
II.3.2.3.Comparaison des solvants	25
II.4.Procédés de décarbonations.....	25
II.4.1.Entrée des gaz acides	26
II.4.2.Absorption de CO ₂ par les amines	26
II.4.3.Ballon de flash d'amine	26
II.4.4.Échangeur de chaleur amine riche/pauvre	28
II.4.5.Régénération d'amine	28
II.4.5.1.Pompes booster d'amine	30
II.4.5.2.Filtres d'amine	30
II.4.5.3.Système de drainage d'amine	31
II.4.5.4.Stockage d'amine	31

II.5. Spécification typiques d'un gaz de vente.....	32
II.6. Problèmes rencontrés dans l'unité de décarbonatation	32
II.6.1.Moussage.....	32
II.6.2.Corrosion	33
II.6.3.Pertes de la solution d'amine	33
II.6.4.Problèmes de contamination	33
I.7.Conclusion.....	34
I.8. Références Bibliographiques.....	35

Chapitre III

Validation de simulation de processus de décarbonatation

III.1.Introduction	36
III.2. Simulation de processus de décarbonatation.....	36
III.3.Description de simulateur HYSYS.....	36
III.4. Choix du modèle thermodynamique	37
III.5. Validation de simulation	37
III.5.1.Problématique	37
III.5.2.Etapes de simulation	38
III.5. 3. Conditions opératoires.....	39
III.6. Résultats et discussion.....	39
III.6.1. Vérification des paramètres de fonctionnement	40
III.6.1.1. Absorbeur avec les données de design.....	40
III.6.1.2. Régénérateur avec les données de design.....	41
III.6.2. Effet de la variation de température de l'alimentation sur la décarbonatation	41
III.6.3. Effet de la variation de débit et de la perte d'amine.....	44
III.7. Optimisation des paramètres de fonctionnement de l'unité AGRU	46
III.8. Conclusion	47
III.9. Références Bibliographiques.....	48
<i>Conclusion Générale.....</i>	<i>50</i>
<i>Résumé.....</i>	<i>n</i>

Introduction Générale

Introduction Générale

Le gaz naturel est l'une des matières premières le plus connue dans le monde, il est donc une capitale source d'énergie irremplaçable. Aujourd'hui, le gaz naturel représente 24,7% de la consommation mondiale d'énergie, et les ressources sont très abondantes. Ces réserves, en croissance régulière, correspondent à 62 années de consommation et chaque année, on découvre plus de réserves du gaz naturel que l'on n'en consomme.

L'Algérie est le troisième exportateur du gaz naturel à travers le monde, sa politique d'exploitation consiste à maximiser les revenus en optimisant la récupération, et la valorisation de tous les dérivés du gaz naturel qui connaissent une hausse des prix et une libre vente sur le marché international notamment le condensât et le GPL, dont la demande mondial est en hausse; procurant ainsi une importante source de devises pour le pays.

Le gaz naturel à sa sortie des puits n'est pas directement utilisable, il renferme en proportions variables de l'azote, du gaz carbonique (CO_2), et ainsi que de l'eau provenant de la couche productrice. Alors, la présence du CO_2 dans le gaz est l'un des problèmes les plus fréquents, il provoque la corrosion des équipements de traitement en présence de l'eau.

Dans ce cadre et afin de contribuer à l'étude et la compréhension du procédé de décarbonatation du gaz naturel. Nous avons effectués un stage pratique au sein de l'unité de décarbonatation au champ gazière Rhoude Nouss [SONATRACH, CPF, AGRU(QH)]; où la décarbonatation est effectuée par absorption chimique à l'aide des solvants: Diéthanolamine (DEA), amine secondaire et Méthyldiéthanolamine (MDEA) comme amine tertiaire.

Dans ce cadre, la variation du teneur du dioxyde de carbone dans le gaz d'alimentation est entre 8% à 8,6%. Pour réduire la teneur de CO_2 à environ 2%, nous cherchons à optimiser la concentration optimale du MDEA et DEA à l'aide de simulation par le programme le plus utiliser dans l'industrie Aspen HYSYS.

Ce manuscrit se compose de :

Une présentation générale de la région Rhourde Nouss est constituée d'une situation géographique, organisation, historique et différents complexes de la région.

Le premier chapitre est constitué d'une étude bibliographique donnant brièvement une présentation générale sur le gaz naturel.

Le deuxième chapitre décrit les procédés de décarbonatation du gaz naturel par absorption au niveau de l'unité AGRU ainsi que les problèmes rencontrés au sein de l'unité.

Introduction Générale

Dans le dernier chapitre, nous décrivons d'abord les résultats et discussions de simulation de processus de décarbonatation par HYSYS

Nous terminerons ce travail par une conclusion générale où sont résumés les résultats obtenus.

Présentation générale de la région Rhourde Nouss



1. Situation géographique

La Région de Rhourde Nous relève administrativement de la Willaya d'ILLIZI:

- Elle est située à 350 km au Sud/Sud-est de Ouargla, à 1 200 km au Sud/Sud-est d'Alger et à 270 km au Sud/Sud-est de Hassi Messaoud.
- Par rapport au niveau de la mère, Rhourde Nous est à 275m d'altitude.
- Elle est caractérisée par son climat désertique (sec avec un très faible taux d'humidité), et l'important écart de température entre l'hiver et l'été (-5 °C à 55 °C).
- Fréquence importante des vents de sable.

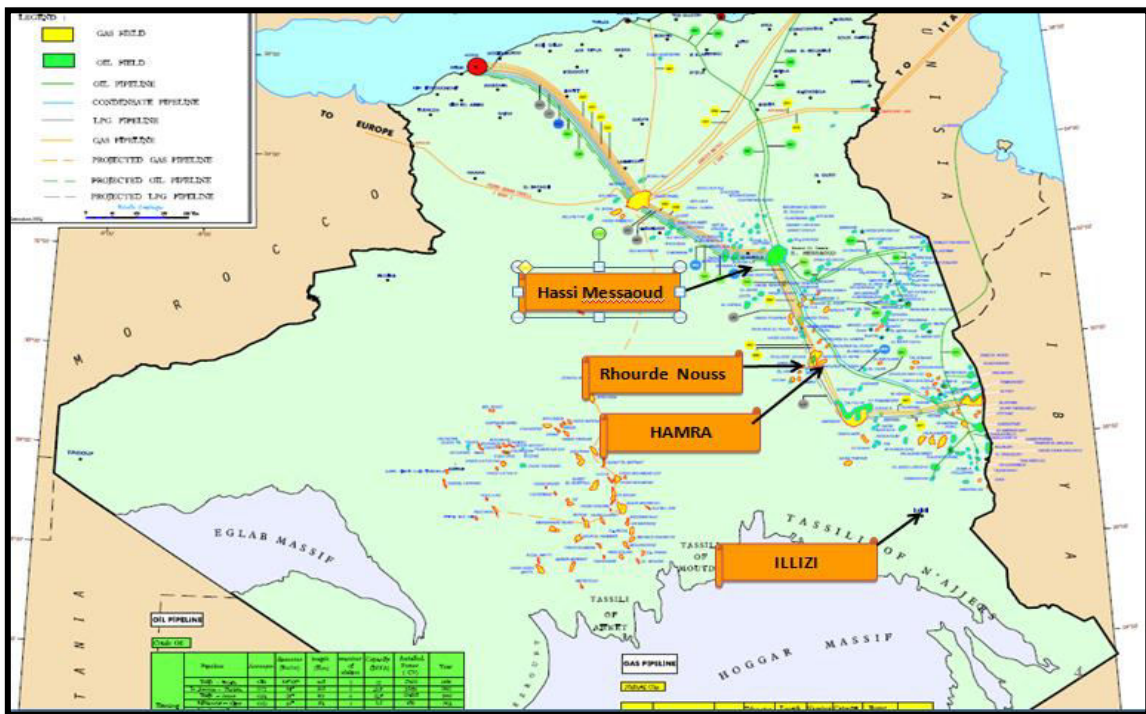


Figure 1: Situation géographique de Rhourde Nous

2. Historique de la région

La première découverte de gaz à Rhourde Nous s'est effectuée en 1956. Le premier puits (RN1), a été foré en 1962 et a mis en évidence la présence de gaz riche en condensât au niveau de plusieurs réservoirs. Suite à la découverte de l'huile sur le puits RN4, un Centre de Traitement d'Huile (CTH) a été construit et mis en exploitation en 1966. Le processus de développement de la Région de Rhourde Nous a été ponctué par les étapes principales suivantes:

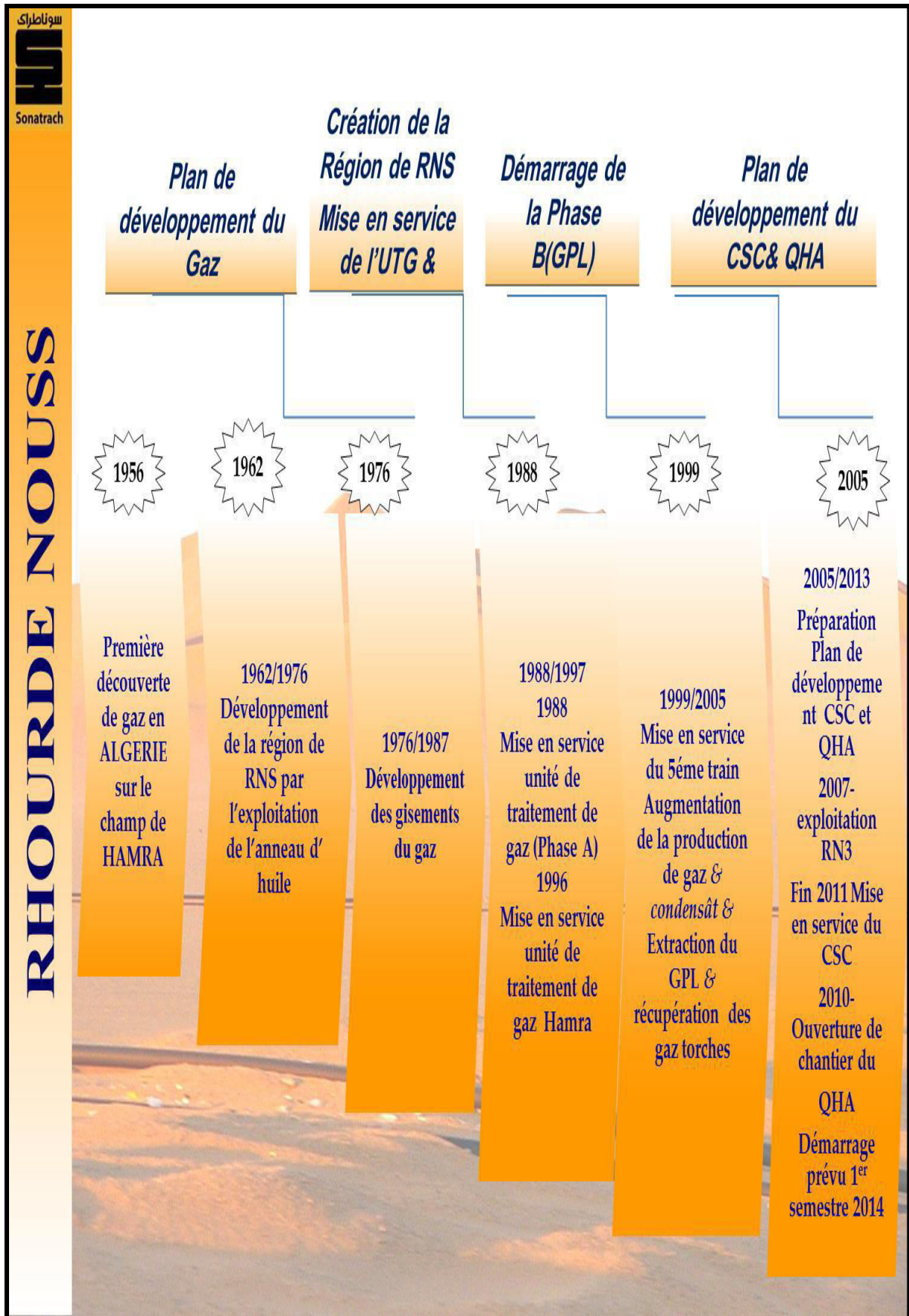


Figure 2: Historique de la région

3. Organisation de la direction de Rhourde Nouss

La direction de Rhourde Nouss est organisée par l'organigramme suivant:

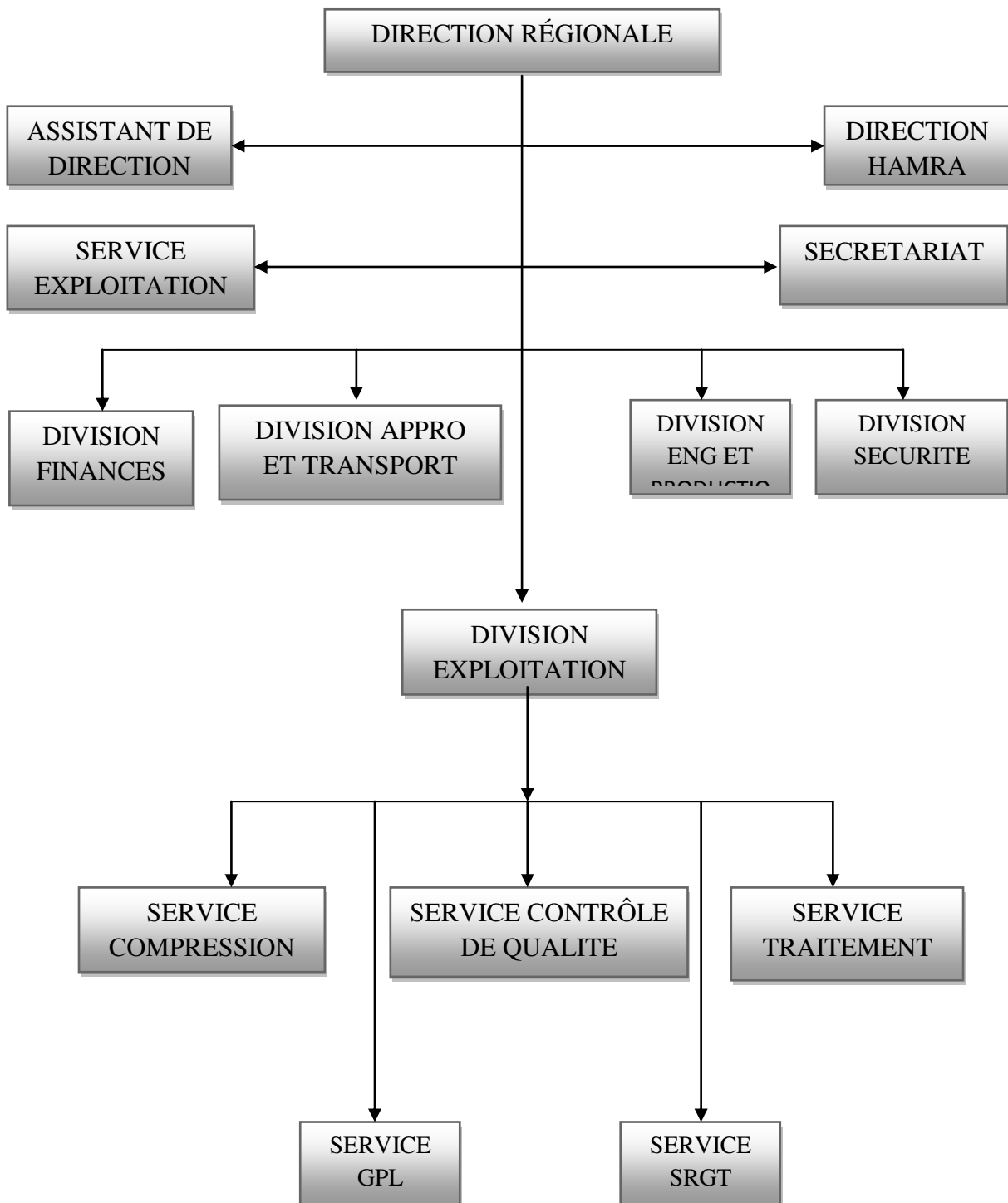


Figure 3: Organigramme de la région de Rhourde Nouss

4. Principaux champs

La région de Rhourde Nouss est composée de plusieurs champs (gisements) sur un rayon de 100 Km par rapport au siège de la direction régionale qui est situé sur le champ de Rhourde Nouss centre. Les principaux champs mis en exploitation sont:

- Champ de Rhourde Nouss.
- Champ de Rhourde Adra.
- Champ de Rhourde Chouf.
- Champ de Rhourde Hamra.
- Champ de Hamra.

D'autres champs de moindre importance ont été découverts et seront développés à l'avenir. Il s'agit de:

- Champ de Rhourde Hamra-Sud-est.
- Champ de Rhourde Nouss 3.
- Champ de Mouilah.
- Champ de Meksem.
- Champ de Draa Allal.
- Champ d'Elketaia.
- Champ de Rhourde Adra Sud-est.

5. Réseaux collectes

La production est assurée par un nombre important de puits producteurs et injecteurs de gaz reliés à un ensemble de collectes et de manifolds:

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

6. Différents complexes de la région

Rhourde Nouss est principalement région gazière. Elle est dotée de:

- Deux usines de traitement du gaz humide
 - Phase A: Traitement de 51 million sm^3/j pour récupérer le condensât.
 - Phase B: Traitement de 48.3 million sm^3/j ; pour récupérer le GPL, et les traces du condensât.
 - Un centre de séparation et de compression (CSC).

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

6.1. Charge et produits

La capacité globale de Rhourde Nouss est portée à:

- Gaz brut: 51 millions sm^3/j
- Réinjection: 75% environ, soit 32 millions sm^3/j de gaz sec.
- Commercialisation: 20 millions sm^3/j .
- GPL: 3986 T/j.
- Condensât: 5000 T/j.
- Pétrole brut: 500T/j.

6.2. Phase A

Cette usine est traiter le gaz brut au niveau des 4 trains identiques chacun comporté un ensemble des équipements pour 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 fait seulement le traitement de la partie haut pression «HP» du gaz brut. L'usine existante traité actuellement une charge de 46 million sm^3/j de gaz brut avec. Une production de 2690 T/j du condensât, d'après le rapport journalier de la région 26/03/2010.

6.3. 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 El Hamra (HEH), le condensat résultant du fractionnement est renvoyé vers stockage dans la phase A, et le gaz résiduaire est aussi renvoyé aux installations de la phase A pour être dirigé vers la vente 35% (94 bar) et la réinjection 65% (300 bar).

6.4. CSC

Le centre de séparation et de compression (CSC) a pour but de séparer l'huile, l'eau et le gaz provenant des 33 puits dans l'unité 500. Ils sont regroupés suivant leur niveau de pression et sont connectés à trois séparateurs pour séparer le gaz et le condensat, envoyé le brut vers HEH et le gaz vers la phase A, d'après le rapport journalier de la région 26/03/2010.

6.5. CPF (QH)

La nouvelle installation de traitement de quartzite de Hamra (QH) est conçue pour traiter 11 millions Sm³/jour de gaz (base sèche) provenant de 33 puits de production dans quatre (4) champs, dans la région de Rhourde Nouss. L'usine a une production nominale de 10 millions Sm³/jour et produit du gaz résiduaire sec ayant un Pouvoir calorifique supérieur (PCS) entre 9 800 et 9900 Kcal/Sm³ et un contenu de CO₂ inférieur à 2 % molaire. Le gaz d'exportation est envoyé vers le gazoduc du réseau de transport. Le mélange multiphasique de gaz, condensat et eau entre dans le slug catcher de l'usine à une pression opérationnelle normale d'environ 40 barg, à une température d'environ 50 °C et contenant jusqu'à 8,6 % molaire de CO₂. Dans le slug catcher le gaz est séparé du condensat (2x50%) jusqu'à 85 bar g et passe à travers une unité de décarbonatation (Acid Gas Removal Unit- AGRU) afin de réduire le contenu de CO₂ à moins de 2 % molaire. Le gaz sortant de l'unité AGRU, qui est saturé en eau, passe à travers une unité de déshydratation sur tamis moléculaires afin de réduire son humidité à moins de 1,0 ppmv. Le gaz sec passe ensuite à travers une unité d'expansion où le condensat du gaz est séparé grâce à l'effet de refroidissement causé par l'expansion isentropique. Ce processus permet de corriger selon les besoins, le pouvoir calorifique du gaz. Après cela, le gaz décarbonaté sec est comprimé à 96 bar g 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 Sm³/jour, est mélangé avec le gaz d'exportation produit dans les installations existantes de Rhourde Nouss, soit 49 millions Sm³/jour aux conditions de conception. Une partie du mélange, soit 34 millions Sm³/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 CO₂ extrait du gaz par l'unité de décarbonatation est comprimé en cinq stages de compression à 207 barg. Entre le troisième et le quatrième stage de compression, le gaz acide ayant une pression de 55 barg passe à travers un déshydrateur au glycol, afin de réduire la teneur en eau à moins de 100 ppmv avant la réinjection dans un puits. Le condensat instable, à un débit de conception de 145 m³/h (110 m³/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.

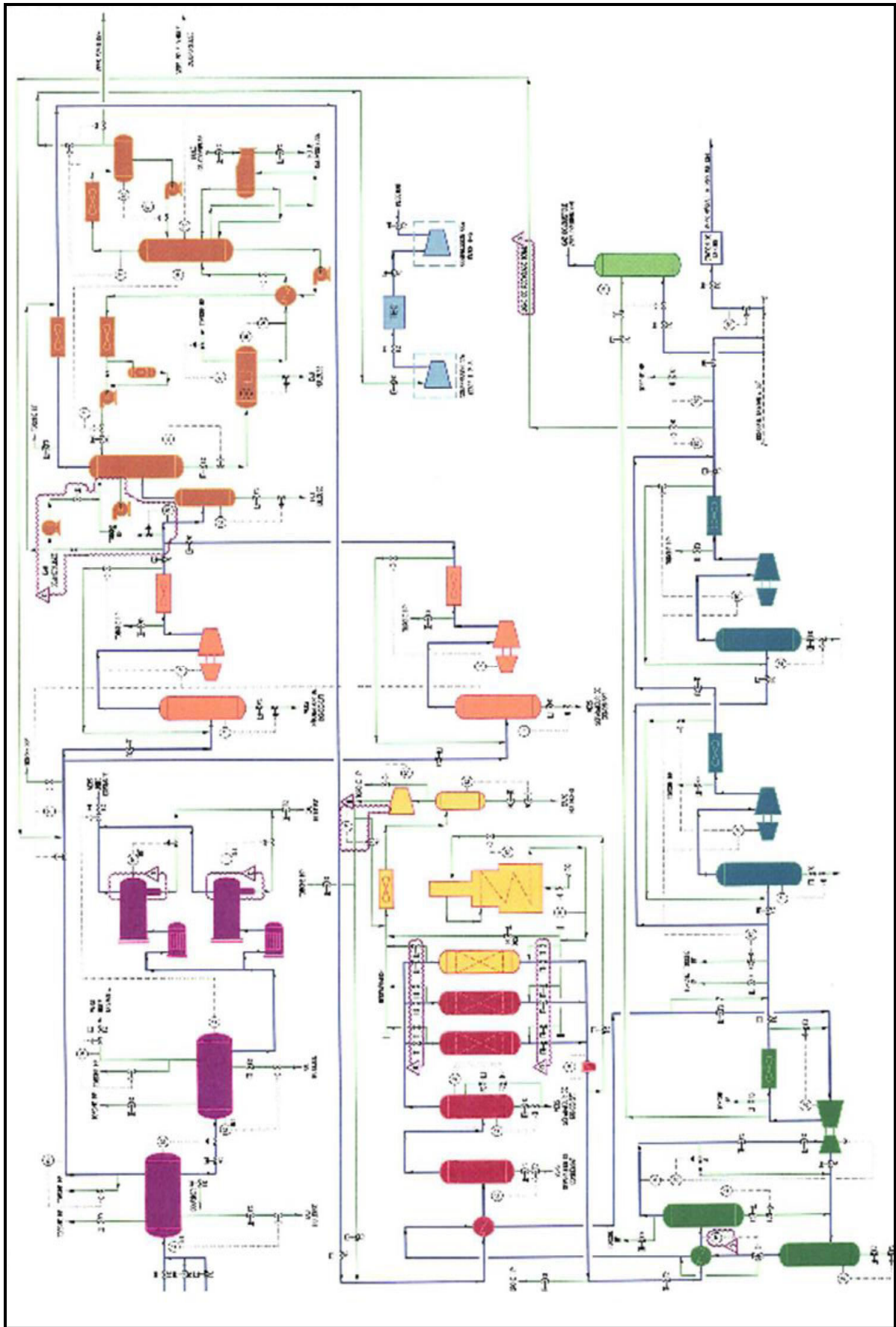


Figure 4 : Schéma générale du CPF

La nouvelle installation de traitement de Rhourde Nouss QH comprend les deux 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:

- Séparation du mélange multiphasique (Slug Catcher).
- Traitement du gaz.
- Compression et la déshydratation du CO₂.
- Prétraitement du condensat instable.
- Traitement de l'eau produite (désuilage) & les utilités.

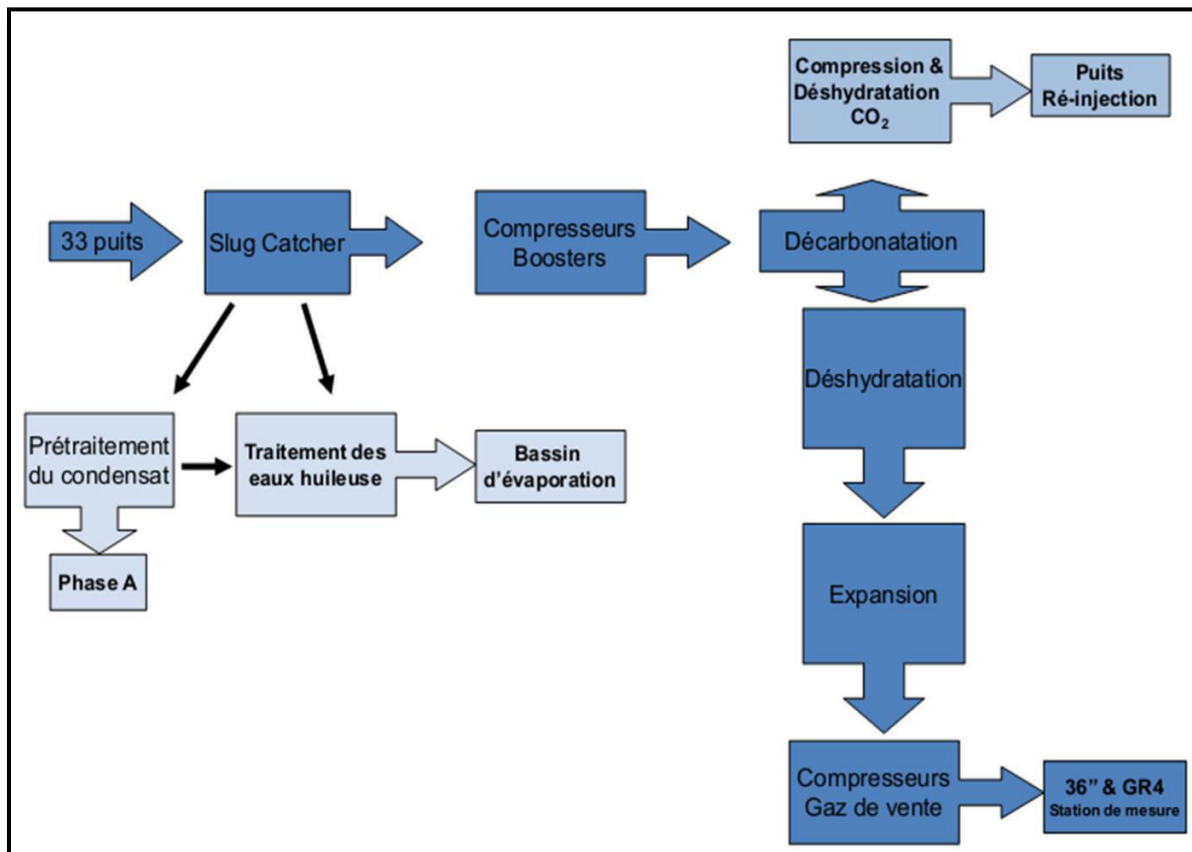


Figure 5: Schéma du bloc CPF

7. Description de l'alimentation

La composition brute du gisement est présentée dans le tableau suivant. Les données présentées sont pour les quatrièmes champs de production.

Tableau.1: Composition base sèche de l'alimentation

Composants	Nominale (N)	10 % CO₂ (N₂)	Légère (L)	Riche (R)
N ₂	0.0051	0.0050	0.0051	0.0052
CO ₂	0.0842	0.1000	0.0848	0.0792
Méthane	0.7927	0.7790	0.0504	0.0751
Éthane	0.0501	0.0492	0.0504	0.0751
Propane	0.0193	0.0190	0.0175	0.0290
i-Butane	0.0064	0.0063	0.0058	0.0086
n-Butane	0.0065	0.0064	0.0059	0.0084
i-Pentane	0.0041	0.0040	0.0037	0.0045
n-Pentane	0.0021	0.0021	0.0019	0.0025
n-Hexane	0.0044	0.0043	0.0040	0.0045
n-Heptane	0.0045	0.0044	0.0041	0.0055
n-Octane	0.0030	0.0044	0.0041	0.0055
n-Nonane	0.0034	0.0033	0.0031	0.0060
n-Décane	0.0027	0.0027	0.0024	0.0046
n-C ₁₁	0.0019	0.0019	0.0017	0.0030
C ₁₂₊	0.0096	0.0094	0.0087	0.0108
Total	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000

Il est considéré qu'il y a 658 mg/L de chlorures. Il n'y a pas de composé sulfuré, pas de composé d'ammoniac et pas d'autres contaminants identifiés. Toutefois, le gaz est supposé saturé en eau. Débit de conception entrée CPF 11 millions Sm³/jour de gaz (base sèche). Débit nominale d'opération entrée CPF 10 millions Sm³/jour de gaz (base sèche), pression 40 bar g et température 55 °C, d'après la division d'exploitation de Rhourde-Nouss.

Chapitre I:

Généralités sur le gaz naturel

I.1.Introduction

Le gaz naturel est une énergie fossile comme la houille, le charbon ou le lignite. Il s'agit d'un mélange d'hydrocarbures présent naturellement dans des roches poreuses sous forme gazeuse. Il est devenu une des sources d'énergie les plus propres, bien répartir et les plus utilisées dans le monde. Il dispose de nombreux avantages: abondance relative, souplesse d'utilisation et les prix compétitifs en tant que combustible. L'Algérie est l'un des principaux producteurs et exportateurs à plusieurs pays dans le monde [1, 2].

I.2.Définition d'un gaz naturel

Le gaz naturel est un combustible fossile présent naturellement sous forme gazeuse dans les roches poreuses du sous-sol. Utilisé comme source d'énergie, le gaz est composé d'hydrocarbures: principalement du méthane (CH_4) mais aussi du propane (C_3H_8), du butane (C_4H_{10}), de l'éthane (C_2H_6) et du pentane (C_5H_{12}) [3].

I.3.Gaz naturel en Algérie

L'Algérie a une importante industrie du gaz naturel avec un important producteur du gaz au niveau mondial. A la fin de 1953, plusieurs compagnes sismiques aboutirent à la mise en évidence d'une zone haute pouvant constituer un anticlinal, notamment dans la région de Hassi R'mel, un premier forage (HR1) a été réalisé en 1956. Huit puits sont alors réalisés, délimitant ainsi une structure anticlinale constituant un grand réservoir de gaz. Ce premier développement du champ permet de préciser les niveaux géologiques et d'approfondir les connaissances sur le réservoir et son effluent.

Sonatrach est classée comme étant la treizième compagnie pétrolière mondiale, deuxième exportateur en GNL et GPL, troisième en gaz naturel et premier exportateur de condensat. En 1973, presque 85 % de la production était constituée de pétrole brut. La part de pétrole brut représente actuellement à peine 25 % des exportations, le reste étant réalisé par le gaz naturel sous forme GNL, c'est-à-dire liquéfié, ou par gazoduc, le GPL, le condensat et les produits raffinés [4]. Depuis la mise en exploitation, plusieurs étapes ont été marquées avant d'atteindre la phase actuelle de développement.

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

- De 1971 à 1974: des études des réservoirs permettent de définir le mode d'exploitation du champ.
- En 1974, parallèlement à ces études, une extension du centre de traitement était réalisée par l'adjonction de six nouvelles unités d'une capacité totale de $300.106 \text{ m}^3/\text{j}$.
- Entre 1971 et 1974: Un programme de forage complémentaire était porté sur 23 nouveaux puits réalisés.
- Depuis 1980, l'Algérie est devenue l'un des grands exportateurs mondiaux de gaz naturel. Une particularité à souligner est que l'Algérie a pu réaliser diverses installations de liquéfaction de gaz naturel qui lui permettent de le commercialiser sous forme liquide et le transporter dans des méthaniers vers le marché extérieur (Etats-Unis, Europe.. etc.). Parallèlement à ce mode de transport l'Algérie a pu transporter son gaz par des gazoducs reliant directement Hassi R'mel à l'Europe, c'est ainsi qu'elle exploite actuellement le fameux gazoduc trans-méditerranéen en qui relie l'Algérie à l'Italie et la Slovénie via la Tunisie [4].

I.3.1. Richesse algérienne en gaz

L'Algérie possède des réserves immenses en gaz naturel à savoir le champ de Hassi R'mel, qui est le plus grand à l'échelle mondiale et celui de Ain- Salah qui sera exploité de l'an 2002. L'Algérie est placée au quatrième rang, en possédant 10% environ des réserves mondiales.

L'exploitation du gaz naturel en provenance de l'Algérie atteindra 80 milliards m^3 de production (voir figure I.1). Autrement dit l'Algérie deviendra le premier exportateur dans ce secteur [5].

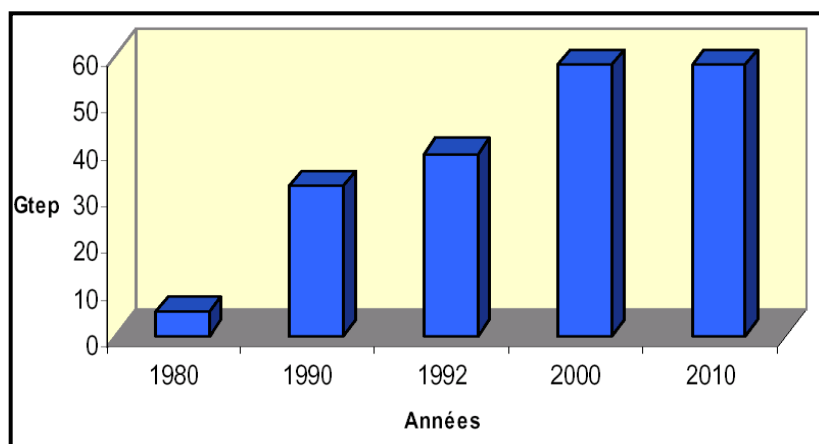


Figure I.1 Production du gaz naturel en Algérie

I.3.2. Réserves gazières en Algérie

En janvier 2003, les réserves prouvées du gaz naturel sont estimées à 4,077.109 m³. Au cours des dix dernières années les bassins de Berkine et d'Illizi ont enregistré les taux de réussite les plus élevées dans l'exploration avec 50 et 51 % respectivement. Parmi les autres bassins de Berkine qui se classent comme les plus fructueuses figures. Le bassin d'Oued Mya où ils ont effectué une autre découverte de gaz et de pétrole en 2002, ainsi que les bassins de Timimoune et Hassi Messaoud (voir figure I.2)

Il est estimé actuellement que des investissements de l'ordre de 7 Milliards de \$ devront être débloqués les prochaines années afin de développer tous les découverte réalisées [5].

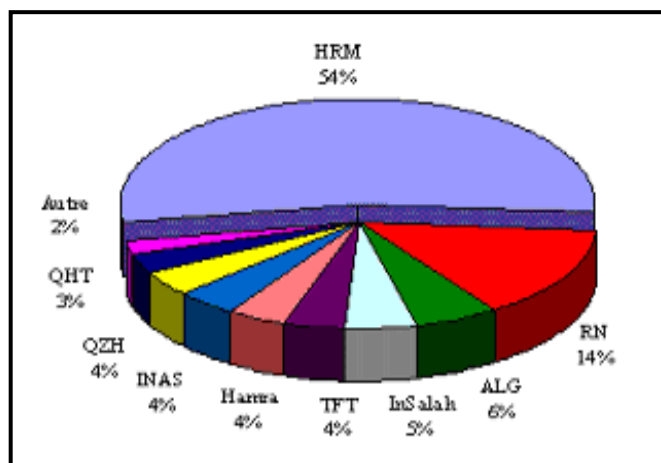


Figure I.2 : Répartition des réserves gazières en Algérie

I.4. Composition du gaz naturel

La composition principale du gaz naturel est le méthane CH₄, notamment en plus de celui, il peut contenir également [6]:

- Des hydrocarbures plus lourds que le méthane (de C₂ à C₁₂).
- Du dioxyde de soufre SO₂.
- Du sulfure d'hydrogène appelé aussi gaz acide H₂S.
- Du dioxyde de carbone CO₂.
- De l'azote N₂.
- Parfois de petites quantités d'Hélium (He) et de Mercure (Hg).

I.5. Différents types du gaz naturel

On peut classer les gaz naturel selon leur origine en:

I.5.1.Gaz naturel bactérien

C'est un gaz formé par l'action des bactéries sur les débits organique qui s'accumulent dans les sédiments.

I.5.2.Gaz naturel thermique

C'est un gaz formé par la dégradation thermique des sédiments qui portés à des températures et pressions croissantes au cours de l'évolution des bassins sédimentaires. On peut avoir aussi, à coté des hydrocarbures une large gamme de composées non hydrocarburée.

I.5.3.Gaz naturel inorganique

C'est un gaz inorganique qui se forme, à faible proportion, au cours de la formation des gaz hydrocarbures, les gaz volcaniques et les sources hydrothermales contiennent parfois du méthane et des inclusions fluides des minéraux des roches métamorphiques ou magmatiques.

I.5.4.Gaz sec

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

I.5.5.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.5.6.Gaz à condensat

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

I.5.7.Gaz associé

Le gaz coexiste dans le réservoir avec une phase liquide « huile ». Le gaz associé comprend le gaz de couverture (phase gazeuse présente dans le réservoir) et le gaz dissous [7]. Dans ce contexte, le gaz le plus domine au champ de Rhoude Nouss est un gaz humide.

I.6.Caractéristiques du gaz naturel

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

II.6.1. Pouvoir calorifique

On appelle le pouvoir calorifique d'un combustible liquide ou gazeux, la quantité de chaleur dégagée par la combustion d'une unité de masse ou de volume. Pour un gaz, le pouvoir calorifique s'exprime en joules par mètre cube mesuré dans les conditions standards. Deux valeurs de pouvoir calorifique sont utilisées: pouvoir calorifique supérieur (PCS) et inférieur (PCI).

- **PCS:** C'est la quantité de chaleur dégagée lorsque tous les produits de combustion sont ramènés à température ambiante, l'eau formée étant liquide.
- **PCI:** C'est la quantité de chaleur dégagée lorsque tous les produits de combustion sont ramènés à température ambiante, l'eau restée à l'état vapeur. Le PCS diffère du PCI d'une quantité qui est égale à la chaleur latente de vaporisation de l'eau.

II.6.2. Composition chimique

Elle indique la nature des composés hydrocarbures et autres constituants du gaz et leur importance relative dans le mélange par l'intermédiaire de leur fonction volumique ou moléculaire. La composition chimique d'un gaz est utilisée pour les études de vaporisation. Elle sert aussi à calculer certaines de ces propriétés en fonction de la pression et de la température (compressibilité, densité) et à définir les conditions de son traitement lors de l'exploitation (extraction des produits liquides) [8].

I.6.3. Densité

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 [9] en utilisant la relation suivante:

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

I.7. Procédés de traitements du gaz

Les procédés de traitement du gaz sont multiples et le choix du type de traitement se base selon les critères suivants:

- Quantité de l'effluent brut.
- Taux de récupération d'hydrocarbures liquides visé.
- Spécification des produits finis.
- Coût global des investissements.

I.7.1. Procède Prichard

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 du cycle des températures voisines de (-23°C).

I.7.2. Procédé Hudson

Il est basé sur le refroidissement du gaz par échange thermique et par une série de détentes complétées d'une détente à travers une machine appelée Turbo-Expander, qui permet d'atteindre un niveau de température de (- 40°C). Le procédé Hudson est plus performant, il permet une meilleure récupération des hydrocarbures liquides.

I.7.3. Procèdes Mixtes

Ils sont les plus performants, car ils utilisent le Turbo-Expander, la vanne Joule Thomson et la Boucle de propane, ou on atteint les (-66°C). Ces procédés 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. Dans ce contexte, le procédé mise en œuvre pour le champ de Rhourde-Nouss est le procédé HUDSON. Tous Les procédés de traitement du gaz se basent sur quatre étapes essentielles:

➤ Elimination de l'eau

L'eau libre contenue dans la charge est éliminée par décantation au niveau du premier ballon de séparation et après un refroidissement à travers des aéroréfrigérants. L'eau de saturation des hydrocarbures est éliminée par absorption au glycol. Le glycol hydraté ayant absorbé l'eau contenue dans les hydrocarbures est régénère par

distillation dans des unités appropriées puis recyclé de nouveau dans le circuit. Le glycol évite également la formation des hydrates dans les sections à basses températures.

➤ **Extraction des hydrocarbures liquides**

Elle se fait par un abaissement progressif de la température du gaz brut, suivant les procédés cités, obtenant ainsi un gaz très sec répondant aux spécifications commerciales.

➤ **Stabilisation et le fractionnement**

Cette section de la chaîne permet le traitement des hydrocarbures liquides extraits de l'effluent, en deux phases et par distillation [10].

- **Stabilisation:** Elle permet d'éliminer tous les gaz légers tel que le méthane et l'éthane entraînés par les hydrocarbures liquides lors des différentes séparations dans les ballons.
- **Fractionnement:** Il consiste à séparer les hydrocarbures liquides stabilisés en condensât et GPL.

I.8. Conclusion

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 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 du 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 [11].

I.9. Références Bibliographiques

[1 ,2] S. Djelmami, Etude de la Dégradation des Tamis Moléculaires au Niveau de la Section Déshydratation du Gaz Naturel du Train 70 (Phase A), Mémoire de Master, Université Kasdi Merbah, Ouargla, 2010.

[3] Recherche et Production du Pétrole et du Gaz. Réserves, Coûts et Contrats, Jean-Pierre Favennec (Ed. Technip), P103.

[4] IFP. Trainaig, Gaz Naturel, Production, Traitement et Transport. Publication Edition Technique P: 23-47, 2003.

- [5] Revue Trimestriel de SONATRACH, Revue n°15 ; Décembre 2005.
- [6] P. Leprince, le Raffinage du Pétrole 3; Procédés de Transformation, Institut Français du Pétrole, Edition Technip Paris, 1998. ISBN 2-7108-0730-0.
- [7] A. Kohl, R. Nielsen, Gas Purification, Edition Gulf Publishing Company, 1997.
- [8] M. Belhadj, Optimisation des Paramètres Opérateur de la Section de Déshydratation de Gaz, Unité Hamra, Mémoire IAP, 2004.
- [9] A. Rojet. Le Gaz Naturel Production Traitement et Transport. Edition TECHNIP ,1994.
- [10] Conférence sur le GPL à Hassi Messaoud, P : 42- 48, 2000.
- [11] P. Whuiter. Raffinage et Génie Chimique, Edition de L'institut Français du Pétrole., ISBN 2-7108-0198-1.s .

Chapitre II

Procédés de décarbonatation du gaz naturel

II.1.Introduction

Dans ce chapitre, nous présentons tout d'abord une description générale des procédés de décarbonatation du gaz naturel par absorption. Dans un premier temps, nous avons présenté l'unité de décarbonatation (AGRU) au niveau du champ gazier Rhoude Nous. Ensuite, nous avons mentionné les critères de choix d'un solvant chimique. Enfin, nous discutons la spécification typique d'un gaz de vente et les problèmes rencontrés dans l'unité de décarbonatation.

II.2. Description de l'unité de décarbonatation (AGRU)

L'unité de décarbonatation (AGRU) est une unité de traitement du gaz au niveau du champ gazier Rhourde Nous. Le but de cette unité est de réduire la quantité de dioxyde de carbone (CO₂) du gaz d'alimentation de 8,6 % molaire à la spécification finale du 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 CO₂ est éliminé de la solution d'amine [8].

II.3. Décarbonatation du gaz naturel par absorption

La décarbonatation est un procédé qui vise à réduire la teneur de dioxyde de carbone, plus spécifiquement appelé gaz carbonique, qui est un gaz incolore, inerte et toxique. Le CO₂ est l'un des principaux gaz à effet de serre. Il possède une durée de vie dans l'atmosphère d'environ 100 ans.

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 [1, 2].

II.3.1. Absorption par solvants physique

II.3.1.1. Rappel théorique

Le gaz acide est absorbé dans un solvant physique du fait de la différence de solubilité par rapport aux autres constituants de la phase gazeuse. L'équilibre liquide vapeur dépend de la pression partielle du composé dans la phase gazeuse. La désorption est réalisée dans le sens inverse, c'est à dire la séparation du composé volatil absorbé du solvant. Elle s'effectue simplement par abaissement de la pression, ou par un lavage avec un gaz inerte, sans qu'il soit absolument nécessaire d'apporter de la chaleur. La concentration du composant absorbé en phase liquide, à proximité de la surface, est élevée, donc elle limite la vitesse d'absorption, où l'importance du choix des internes (garnissage ou plateaux) de la colonne d'absorption a un effet sur la surface de transfert.

II.3.1.2. Solvants physiques

Le premier solvant physique est l'eau, mais les gaz acides ont une trop faible solubilité dans l'eau pour que ce solvant puisse être efficace. Le méthanol et le carbonate de propylène sont les plus anciens solvants commercialisés. Les solvants physiques les plus connus et les plus commercialisés [3].

II.3.2. Absorption par solvants chimiques

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 H₂S et de CO₂. Les amines les plus utilisées sont: Monoéthanolamine (MEA), amines primaires, Diéthanolamine (DEA), amines secondaires, Méthyldiéthanolamine (MDEA) et les amines tertiaires.

- MEA est l'amine la plus réactive avec un groupe éthanol lié à l'atome d'azote. Elle réagit rapidement avec les gaz acides, et permet la séparation de grande qualité en terme de puretés de produits séparés. Cependant, sa capacité d'absorption du dioxyde de carbone est relativement faible. Elle réagit irréversiblement avec le sulfure de carbone et le disulfure de carbone, CS et CS₂ en produits de dégradation.
- Amines secondaires sont des bases moins fortes, moins réactives et sont utilisées pour des applications moins exigeantes en termes de séparation.
- Amines tertiaires sont des bases plus faibles. Elles réagissent plus rapidement avec l'H₂S qu'avec le CO₂, et sont utilisées pour leur sélectivité. Leur capacité d'absorption est nettement plus élevée que celle des amines primaires et secondaires. La présence d'une importante pression partielle de CO₂ associée à un objectif modéré en ce qui concerne les performances de séparation rendent la MDEA intéressante [4] .

II.3.2.1. Critères de choix d'un solvant chimique

Dans ce travail, nous avons consacré à éliminer le CO₂ du gaz naturel. Alors, plusieurs choix sont possibles. Dans ce cas, les caractéristiques des solvants à prendre en considération sont:

- Le pouvoir solvant ou la solubilité du gaz, afin de disposer d'un taux d'absorption élevé, et ainsi d'utiliser une plus petite quantité de solvant.
- La volatilité, car une pression de vapeur basse est souhaitée pour éviter la perte de solvant avec le gaz saturé.
- La viscosité, puisqu'un solvant moins visqueux est préféré dans le but d'éviter l'engorgement et la chute de pression dans le dispositif de pompage.
- La corrosivité, afin d'éviter des matériaux très chers.
- La stabilité chimique notamment face aux impuretés de l'effluent, à savoir essentiellement l'oxygène, les SO_x et les NO_x.

- La régénérabilité et la possibilité de récupération.
- Le solvant ne doit pas présenter de risque pour la santé et la sécurité .

La sélectivité du solvant vis-à-vis du dioxyde de carbone, par rapport aux hydrocarbures présents dans le gaz naturel, (est peu cher ou régénérable à faible coût [5]. Cependant, les amines utilisées dans l'unité de décarbonatation sont: MDEA et DEA.

II.3.2.2.Mécanismes réactionnels

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



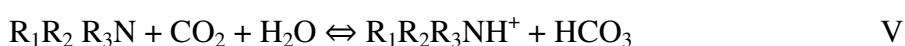
La réaction globale est:



La réaction IV permet l'hydrolyse du carbamate et libère du bicarbonate. Cette réaction est lente.



La basicité des amines tertiaires en solution aqueuse permet l'hydrolyse du CO_2 et la formation de bicarbonate HCO_3^- et d'amines protonées $R_1R_2R_3NH^+$, ce qui revient à un simple échange de proton [6].



II.3.2.3. Comparaison des solvants

Le tableau II.1 regroupe les avantages et les inconvénients des solvants chimiques utilisés [7]. Dans notre étude, les amines utilisées dans l'unité de décarbonatation sont: MDEA et DEA

Tableau II.1 : Avantages et inconvénients des solvants

Amines	Avantages	Inconvénients
MEA	<ul style="list-style-type: none"> -Coût faible -Produits de dégradation peuvent être enlevés par l'utilisation d'un récupérateur. -Forte réactivité -Faible absorption des hydrocarbures 	<ul style="list-style-type: none"> - Non sélective -Dégradation irréversible en présence de COS, CS₂ -Produits de dégradation sont corrosifs. -Besoins énergétiques élevés durant la régénération. -Pression de vapeur élevée
DEA	<ul style="list-style-type: none"> -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 	<ul style="list-style-type: none"> -Réactivité plus faible que MEA -Débit de circulation plus élevé que MEA -Coût du solvant plus important que MEA
MDEA	<ul style="list-style-type: none"> - Sélectivité élevée. -Faible corrosivité et volatilité. -Besoins énergétiques relativement faibles. - Faible dégradation en présence de CO₂ et COS 	<ul style="list-style-type: none"> -Coût le plus élevé. -Réactivité la plus faible.

II.4. Procédés de décarbonations

Les procédés de décarbonations (Figure II.2) font appel aux étapes suivantes, à savoir:

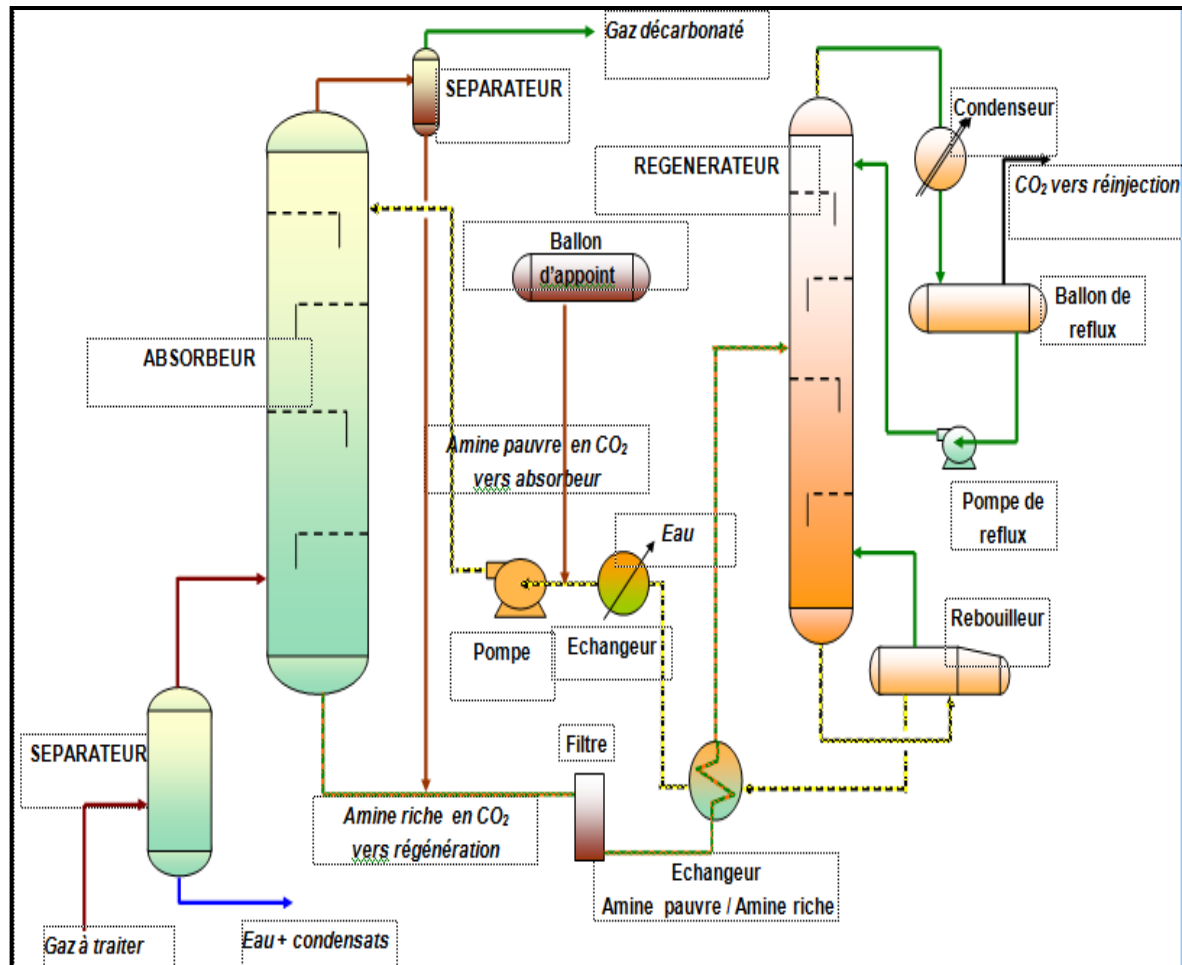


Figure II.2: Schéma de base des procédés de décarbonation

II.4.1. Entrée des gaz acides

Les gaz acides qui proviennent des compresseurs booster entrent dans le séparateur entrée de l'unité de décarbonation à une pression de 82 bar g 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 [8].

II.4.2. Absorption de CO₂ par les amines

Les gaz acides provenant du séparateur d'entrée entrent au bas de la colonne d'absorption où ils entrent en contact à contrecourant avec une solution d'amine (amine pauvre) qui entre en haut de la colonne. Les gaz décarbonatés provenant du haut de l'absorbeur, ayant une teneur inférieure à 2% molaire de CO₂ et étant saturés d'eau, sont refroidis de 73°C à 60°C

par l'Aéro-refroidisseur du gaz décarbonaté, et ensuite acheminés vers le système de déshydratation de gaz. 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 [8].

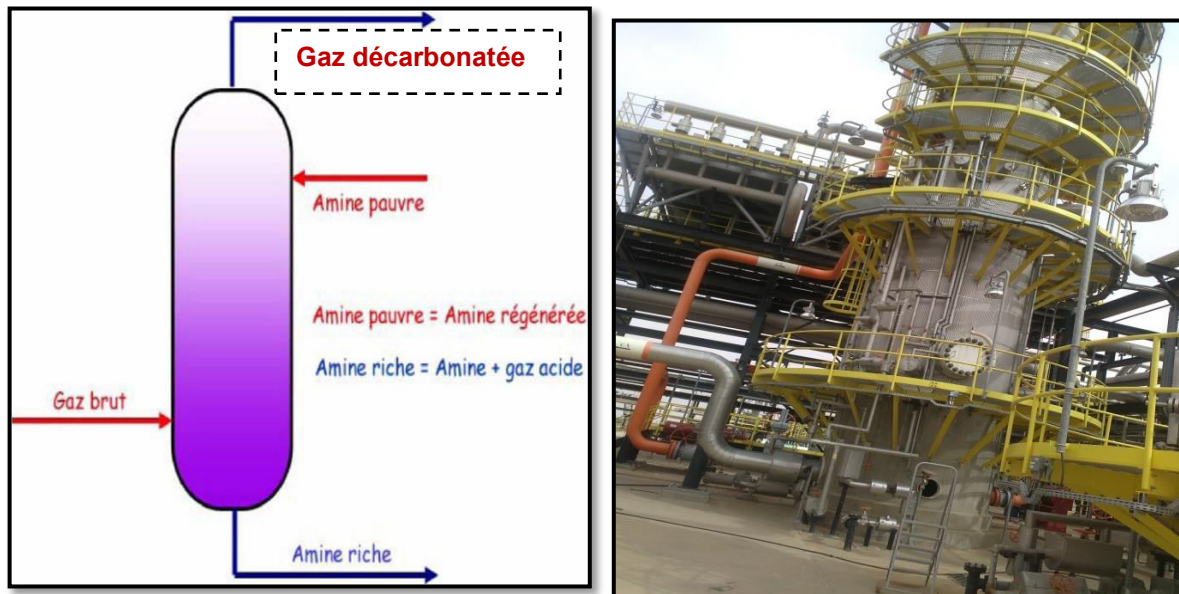


Figure II. 3: Colonne d'absorption « contacteur »

II.4.3. Ballon de flash d'amine

L'absorption de CO_2 par la solution 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 CO_2 à 80°C est acheminée vers le ballon de flash d'amine riche afin d'enlever une partie de CO_2 et les hydrocarbures légers. En réduisant la pression de 82 à 4.8 barg et on diminue ainsi la charge sur le régénérateur d'amine localisé en aval. Le ballon de flash est équipé d'une écumeuse 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. L'amine riche provenant du ballon de flash passe à travers les tubes des échangeurs de chaleur amine pauvre/riche pour se préchauffer jusqu'à 103°C par un échange thermique avec l'amine pauvre chaude provenant du Régénérateur [8].

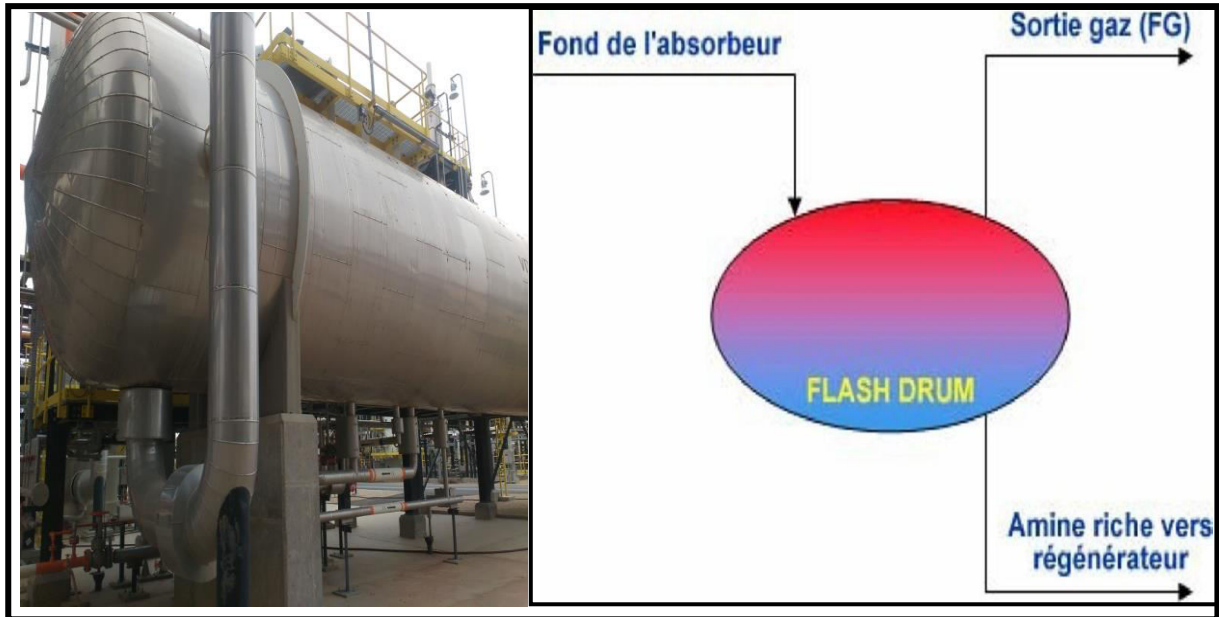


Figure II.4: Flash d'amine

II.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 pour se préchauffer jusqu'à 103 °C par un échange thermique avec l'amine pauvre chaude provenant du Régénérateur. L'amine riche préchauffée est ensuite dirigée vers le régénérateur d'amine dans une conduite de 20 po. Cet écoulement est bi -phasique puisqu'une petite quantité de gaz se vaporise suite au réchauffement.

L'amine pauvre, refroidie à 89°C environ, est quant à elle dirigée dans une conduite de 18 po vers les aérorefroidisseurs de l'amine recyclé avant d'être pompée et circulée vers l'absorbeur. Une conduite de débit minimum sur laquelle on retrouve la vanne protège les pompes boosters d'amine en retournant l'amine vers le fond du régénérateur.

Un embranchement de 3 po permet d'envoyer l'amine vers le filtre de drainage d'amine et le réservoir tampon d'amine lors des mises hors -service.

II.4.5. Régénération d'amine

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 rebouilleurs de type bouilloire, pour la régénération de l'amine. L'énergie pour les rebouilleurs est fournie par de l'huile calo-porteurs. 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 DCS. 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 CO_2 saturé d'eau, est envoyé vers l'aéroréfrigérant de tête du CO_2 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 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. Les gaz qui proviennent du ballon de tête sont envoyés vers l'unité de compression et de déshydratation de CO_2 (CCDU) sous contrôle de pression. L'amine pauvre provenant des échangeurs de chaleur amine pauvre/riche est acheminée vers l'Aéroréfrigérant de recirculation d'amine. L'amine pauvre refroidie est acheminée vers les pompes de recirculation d'amine. L'amine est pompée à 90 barg et 60 °C pour la réintroduire dans le haut de la colonne d'absorption [8].

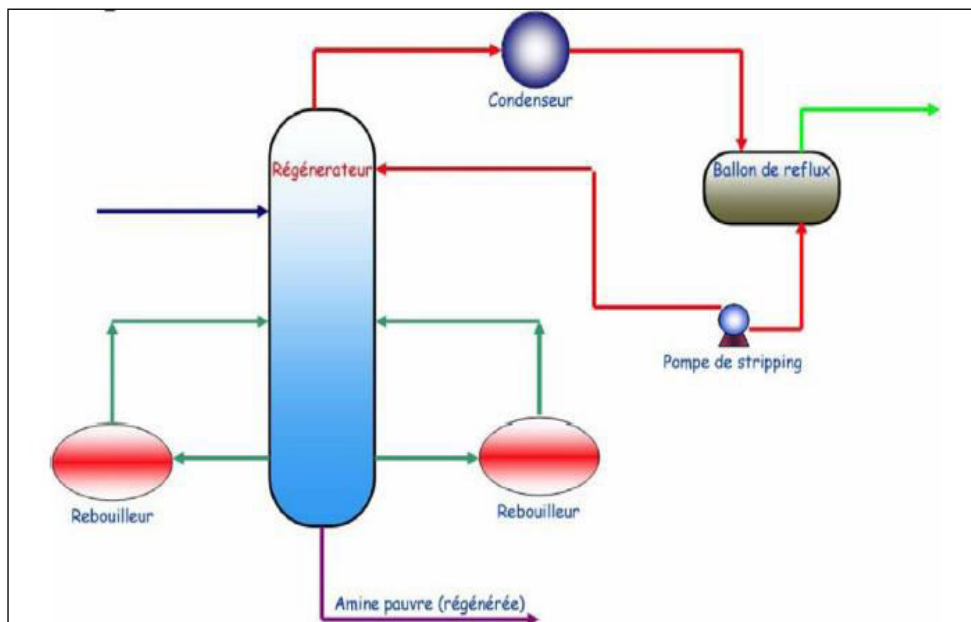


Figure II.5: Colonne de régénération

II.4.5.1. 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.



Figure II.6: Pompes booster d'amine

II.4.5.2. Filtres d'amine

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

L'objectif principal du soutirage est d'enlever en continu les contaminants tels que les produits de dégradation et les acides organiques (précurseurs des Sels Stables « Heat stable salts, HSS ») pour réduire le risque de moussage de l'amine et l'encrassement graduel du circuit. Le système de filtration est composé d'un filtre au charbon activé installé entre un préfiltre et un après -filtre à cartouches. 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 recharge. Les soupapes

sont réglées à 13.0 barg et sont reliées au système de drainage d'amine. Les fonds des filtres sont aussi reliés aux systèmes de drainage d'amine en plus du système de drains ouverts.

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

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

II.4.5.3.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 recueille tous les drains d'amine par gravité. Les liquides drainés sont ensuite envoyés vers le réservoir tampon d'amine par les pompes du ballon de drainage. Avant d'entrer dans le réservoir, la solution d'amine passe à travers un filtre mécanique à cartouches. Si le niveau dans le Ballon de drainage est très bas, l'alarme déclenche par le système d'arrêt d'urgence, l'arrêt des Pompes du ballon de drainage et le Réchauffeur électrique. Le réchauffeur électrique est utilisé seulement pour pomper l'amine du ballon pendant l'hiver, si la température de l'amine est inférieure à 30°C. L'azote est utilisé comme gaz tampon dans le ballon de drainage de l'amine afin d'éviter le contact de l'amine avec de l'oxygène [8].

II.4.5.4.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 est muni d'un gaz tampon afin d'éviter le contact de l'amine avec de l'oxygène. Le CO₂ qui provient de l'AGRU est comprimé et déshydraté dans la CCDU localisée en aval. Si ces unités de traitement de CO₂ (compresseur de CO₂ et unité TEG) sont hors service, le CO₂ qui provient de la colonne du régénérateur est envoyé vers la cheminée de CO₂ par la valve située en aval du Ballon de tête d'amine [8].

II.5. Spécification typiques d'un gaz de vente

Les spécifications du gaz de vente (base sèche) correspondant au débit nominal d'opération sont comme suite:

- Débit nominal d'opération 8.6 millions Sm³/jour
- Pression: 96 barg
- Température: 60 °C
- Contenu en eau du gaz de vente <1,0 ppmv
- Point de rosée des hydrocarbures -9.3 °C à 96 barg [8].

Cependant, les principales compositions du gaz de vente sont présentées dans le tableau. II.2:

Tableau II.2: Composition du gaz de vente

Composants	% molaires
N ₂	0.5766
CO ₂	1.8591
Méthane	88.1797
Éthane	5.4412
Propane	1.9967
i-Butane	0.6135
n-Butane	0.5939
i-Pentane	0.3101
n-Pentane	0.1504
n-Hexane	0.1792
n-Heptane	0.0775
n-Octane	0.0161
n-Nonane	0.0049
n-Décane	0.0007
n-C ₁₁	0.0000
C ₁₂₊	0.0001
Total	1.0000

II.6. Problèmes rencontrés dans l'unité de décarbonatation

L'utilisation de la solution d'amine dans le procédé de décarbonatation du gaz naturel peut provoquer de sérieux problèmes:

II.6.1. Moussage

La formation de la mousse est un système hétérogène composé d'une phase gazeuse et d'un milieu dispersant liquide étiré en pellicule.

L'utilisation des solutions amines pose un problème concret, produisant la formation de mousse; puisque les séparateurs installés en tête de colonne où la solution d'amine sort sous forme de mousse, soit avec le CO₂ soit avec le gaz traité.

En cas de moussage, les pertes d'amine augmentent et l'efficacité du phénomène d'absorption est réduite. Le moussage affecte l'efficacité de transfert de masse sur les plateaux par un mauvais contact entre le gaz à traiter et l'amine. La corrosion des équipements, ainsi que le CO₂ se comporte comme diluant, réduisant la valeur énergétique du gaz tout en augmentant le coût de transport [9].

II.6.2. Corrosion

En général, la corrosion a lieu dans les endroits pendant la régénération ou dans le cas où l'amine riche circule. Donc, Les causes de corrosion sont multiples:

- Une forte concentration de CO₂ dans le gaz d'alimentation peut conduire la dégradation de l'amine.
- La présence d'oxygène peut mener à la dégradation de l'amine; une concentration de 100 ppmv est suffisante pour dégrader l'amine du 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 tels que les formate, acétate, thiosulfate, chlorure et une molécule d'amine.
- Métallurgie inadéquate [9].

II.6.3. 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.

➤ Pertes par entraînement

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.

➤ 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.

➤ Pertes par évaporation

La vaporisation d'amine est due à une élévation de la tension de la vapeur, la température et la concentration de l'amine. Ces pertes seront récupérées par un simple lavage à l'eau [9].

II.6.4. Problèmes de contamination

La contamination de l'amine à une grande influence non seulement sur les équipements, mais aussi sur le processus. Les chlorures de l'eau de mer provoquent la dégradation partielle de la solution d'amine, ce qui rend la réaction entre l'amine et CO₂ non parfaite d'où mauvaise absorption du CO₂, il faut que la quantité des chlorures soit négligeable [9].

II.7. Conclusion

Le gaz naturel peut contenir des quantités très variables de gaz acides (CO₂, H₂S) et autres contaminants (eau, mercaptans...) qu'il est indispensable d'éliminer. Dans ce contexte, on procède à la décarbonatation du gaz naturel pour augmenter son pouvoir calorifique, de minimiser la corrosion des pipes et protéger les équipements de traitement du gaz contre les dépôts de CO₂ cristallisée au cours du procédé cryogénique. Donc, les principaux critères utilisés pour réaliser la décarbonatation font appel à l'absorption et la sélectivité du solvant vis-à-vis des gaz acides.

I.8. Références Bibliographiques

- [1] Copigneaux, Distillation, Absorption Colonnes Garnies, Techniques de L'ingénieur Traitée Génie des Procédés.
- [2] S. Hadad, Etude de l'Endommagement des Clapets de la Colonne d'Absorption de CO₂ F-502 au Niveau de la Section de Décarbonatation des Trains 300, 500 et 600 du Complexe GL1Z, Mémoire de Magister, Université Mohamed Boudiaf d'Oran.
- [3] H. Khebbeche, Modélisation et Simulation d'une Unité d'Absorption des Gaz Acides (CO₂) par Solvants Chimiques Alkanolamine, Mémoire de Master, Université Kasdi Merbah Ourgla, 2013.
- [4] C. Descamps, Etude de la Capture du CO₂ Par Absorption Physique Dans Les Systèmes de Production d'Électricité Bases sur la Gazéification du Carbone Intégrée a un Cycle Combine, Thèse de Doctorat, Ecole des Mines de Paris, 2004.

- [5] C. Roizard, G. Wild et J. C. Charpentier, Absorption avec Réaction Chimique. Techniques de L'ingénieur, Traité Génie des Procédés.
- [6] C. Descamps, Etude de la Capture du CO₂ Par Absorption Physique Dans Les Systèmes de Production d'Électricité Bases sur la Gazéification du Charbon Intégrée a un Cycle combine, Thèse de Doctorat, Ecole des Mines de Paris, 2004.
- [7] Christine Roizard, Gabriel Wild et Jean-Claude Charpentier Absorption avec réaction chimique, Techniques de l'ingénieur, traité Génie des procédés.
- [8] C. Bélanger, Sonatrach, Installation de Traitement de Rhourde Nouss QH, Manuel Opérateur de Procédé, Volume I, 2011-2012.
- [9] Y. Bekkouche, Décarbonatation du Gaz Naturel au Niveau du Champ d'Ohanet, Mémoire de Master, Université d'El Oued, 2014.

Chapitre III:

*Validation de simulation de processus de
décarbonatation*

III.1.Introduction

La vérification des paramètres de fonctionnement de l'absorbeur, le régénérateur et la simulation de l'unité de décarbonatation, pour optimiser les paramètres de fonctionnement de l'unité, et l'impact de différents types d'alimentation sera réaliser a l'aide de simulation par le programme le plus utiliser dans l'industrie Aspen HYSYS. Dans ce cadre, on essaye d'étudie l'influence du changement de température d'alimentation et de débit d'amine sur les pertes d'amine et les teneurs de CO₂ dans le gaz décarbonaté et les émissions des VOC vers l'atmosphères et les qualité d'amine les générer .

III.2.Simulation de processus de décarbonatation

La simulation est devenue de nos jours la méthode de modélisation des procédés industriels, la plus importante dans le monde. La simulation est un outil utilisé dans différents domaines de l'ingénierie et de la recherche en général, permettant d'analyser le comportement d'un système avant de l'implémenter et d'optimiser son fonctionnement en testant différentes solutions et différentes conditions opératoires. Elle s'appuie sur l'élaboration d'un modèle du système, et permet de réaliser des scénarios et d'en déduire le comportement du système physique analysé [1]. L'avantage majeur de celle-ci est la fourniture d'un bon aperçu du comportement du système réel. Cet aperçu peut être difficile de l'avoir à travers l'expérience et l'intuition seule, en particulier pour les systèmes complexes avec plusieurs variables interactives

La possibilité d'éliminer le CO₂ dans le gaz naturel a crée des contraintes environnementales. La méthode la plus usuelle pour éliminer le CO₂ c'est l'absorption chimique par des solvants à base amine. Celle-ci qui nous intéresse au cours de ce travail Nous avons donc essayé de montrer si les modifications apportées à l'installation vont être bénéfique pour le bon fonctionnement de l'unité, pour cela nous avons fait:

- Simulation de l'ancienne et la nouvelle installation (logiciel HYSYS) de la colonne de décarbonatation avec les paramètres du design, afin d'adopté le model thermodynamique.
- Interprétation des résultats réels effectués pour l'unité de décarbonatation [2].

III.3.Description de simulateur HYSYS

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

optimales sont identifiées. Les ingénieurs engagés dans l'engineering de design utilisent le logiciel Aspen HYSYS pour faire des calculs rapides de différents designs en utilisant des modèles efficaces et des techniques optimales.

La simulation par logiciel Aspen HYSYS réduit les coûts de l'engineering par: des calculs rapides de différents designs en utilisant des modèles efficaces et des techniques optimales pour s'assurer que les équipements des procédés sont correctement spécifiés afin de déterminer les spécifications des produits voulus aux rendements de la production désirée, la création de modèles qui peuvent être appliqués tout le temps durant la durée de fonctionnement de l'unité à partir du design de conception jusqu'aux détails: Estimation, formation et optimisation [3].

III.4.Choix du modèle thermodynamique

Le modèle thermodynamique est composée par une série d'équations développées pour décrire le comportement d'un système en évolution (opération unitaire, séparation de phases, fractionnement de composants, compression, détente, échange de chaleur ...etc.). Ce sont des équations de conservation de masse, d'énergie et de quantités de mouvement, ces équations peuvent être algébrique ou différentielles, sont nécessaires pour le calcul des propriétés physiques des fluides dont les hydrocarbures sur un éventail de conditions de fonctionnement.

Pour les procédés de traitement du gaz, le modèle thermodynamique choisie est: Amine package, le modèle d'amine contient les modèles thermodynamiques développés par Robinson, est disponible sur une option avec Aspen HYSYS.

Pour déterminer les propriétés d'amines, il ya deux modèles thermodynamiques, Kent Eisenberg ou Li-Mather peuvent être choisis. Ces modèles sont bien complexes, mais en principe ils sont des modèles pour décrire l'équilibre des concentrations de CO₂ dans le gaz et le liquide [4].

III.5.Validation de simulation

III.5.1.Problématique

Notre étude a été effectuée au complexe RNS, notamment au niveau de la section de décarbonatation du gaz naturel. Il est conçu pour la décarbonatation du gaz naturel en provenance à partir des 33 puits, cette conception est faite avec le logiciel de simulation PROMAX (design).

La composition normale utilisée pour la conception de l'usine correspond à la composition typique du gaz sec des puits RN-108 existant. L'unité de décarbonatation AGRU est conçue pour une charge ayant une concentration en CO₂ de 8,6 mol%, le gaz décarbonaté aura une concentration en CO₂ de 1,8 mol%, la température et la composition de l'alimentation peut avoir un impact important sur :

- Paramètres d'opération de l'unité AGRU
- Composition de gaz décarbonaté.
- Composition de l'amine.

Cette étude consiste à effectuer une simulation de l'unité (AGRU) avec le logiciel le plus utilisé et le plus maîtrisé dans l'industrie du gaz naturel Aspen HYSYS avec les paramètres de fonctionnement de design (PROMAX).

III.5.2.Étapes de simulation

La simulation se fait en plusieurs étapes qui sont :

1^{ère} étape

- Model thermodynamique choisie : Amine pkg
- Simulation de l'unité AGRU par l'équation : Li-Mather
- Vérification des paramètres de fonctionnement de l'absorbeur et de régénérateur avec les données de design (PROMAX)

2^{ème} étape: Visualiser

Etude de l'influence du changement de température, de débit d'amine de gaz entrée sur :

- Pertes d'amine
- Teneur de CO₂ dans le gaz décarbonaté
- Teneur de MDEA, DEA.
- Emissions des VOC vers l'atmosphère

3^{ème} étape

Optimisation des paramètres de fonctionnement de l'unité AGRU pour nous donner des résultats acceptable par Aspen HYSYS.

III.5. 3.Conditions opératoires

Le tableau suivant représente les conditions opératoires du gaz acide d'entrée

Tableau III.1: Conditions opératoires

Température (°c)	54 ,80
Pression (bar)	84,8
Débit (kg mole/h)	17025

III.6. Résultats et discussion

Cette partie regroupe l'ensemble des résultats obtenus de validation de processus de décarbonatation.

La simulation de l'unité de décarbonatation AGRU avec l'équation Li-Mather donnée par le logiciel Aspen HYSYS est présentée dans la figure III.1

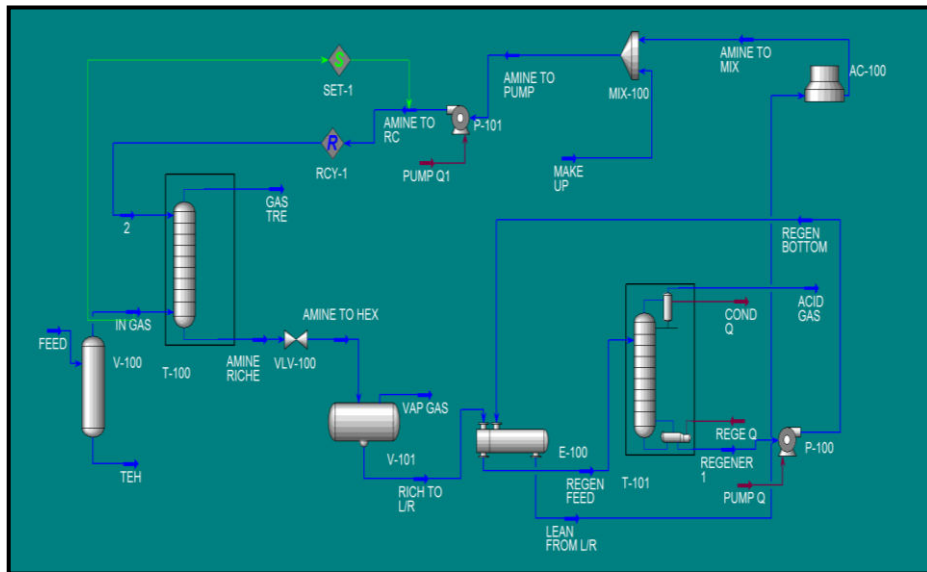


Figure III.1: Simulation de l'unité AGRU avec l'équation Li-Mather

- V-100 : Separator
- V-101: Separator
- T-100: Absorber
- VLV-100: Valve
- E-100: Heat exchanger
- T-100 : Distillation
- P-100 : Pump

P-100: Pump

AC-100: Air cooler

MIX-100: Mixer

III.6.1. Vérification des paramètres de fonctionnement

III.6.1.1. Absorbéur avec les données de design

Selon le constructeur les résultats de simulation par Aspen HYSYS et le design (PROMAX) du gaz décarbonaté sont présentés dans les tableaux III.2

Tableau III.2: Composition du gaz décarbonaté

	Equation	Li-Mather	Design
Paramètres	T (°c)	61.76	73
	P (bar)	84.30	84.3
	Q_M (kg mole/h)	15790	15797
Fractions molaire	CO₂	0.0176	0.018134
	H₂O	0.0032	0.005307
	MDEA	0.000	0.000
	DEA	0.000	0.000

Après avoir comparé les résultats de la simulation par Aspen HYSYS et le design on a constaté que:

- La teneur de CO₂ est plus proche que l'état d'utiliser l'équation de Li-Mather.
- La température du gaz décarbonaté dans l'équation de Li-Mather est inférieure que le design.
- Le débit molaire et la pression approximativement égale aux valeurs de design.
- En remarque, que les valeurs de DEA/MDEA mine sont les mêmes valeurs.

Selon le constructeur les résultats de simulation par Aspen HYSYS et le design de l'amine riche sont présentés dans le tableau III.3

Tableau III.3: Composition de l'amine riche

	Equation	Li-Mather	Design
Paramètres	T (°c)	83.91	80.3
	P (bar)	84.6	84.6
	Q_M (kg mole/h)	25200	24043
Fractions molaire	CO₂	0.0516	0.05516
	H₂O	0.8218	0.817389
	MDEA	0.1199	0.118963
	DEA	0.0057	0.00561

D'après avoir comparé les résultats du tableau III.3, on a constaté que:

- Dans la composition de l'amine riche, les valeurs de MDEA/DEA sont proches entre l'équation de Li-Mather et le design
- Le débit molaire et la pression approximativement égale aux valeurs de design (PROMAX).

III.6.1.2. Régénérateur avec les données de design

Les résultats des paramètres simulés par le logiciel Aspen HYSYS et le design de CO₂ humide sont résumés dans les tableaux III.4

Tableau III.4 : composition de l'amine pauvre

	Equation	Li-Mather	Design
Paramètres	T (°c)	121	127.7
	P (bar)	2.3	2.3
	QM (kg mole/h)	23890	20554
Fractions molaire	CO₂	0.0056	0.001848
	H₂O	0.8619	0.865412
	MDEA	0.1265	0.1267
	DEA	0.006	0.00589

D'après la comparaison entre Aspen HYSYS et le design on constate que:

La température à l'équation Li-Mather plus moins à comparer de design.

- La teneur de CO₂ plus fort par rapport design.
- Les teneurs de MDEA/DEA sont égaux.

D'après l'analyse des résultats obtenus ci dessus, nous avons constaté que l'équation

Li-Mather donne des résultats plus proches de design (PROMAX).

III.6.2.Effet de la variation de température de l'alimentation sur les paramètres de décarbonatation

La figure III.2 présente la variation de la fraction molaire de CO₂ contenant dans le gaz décarbonaté (gaz traité) en fonction de température d'alimentation. D'après cette figure, la fraction molaire de CO₂ dans le gaz décarbonaté augmente rapidement lorsque l'intervalle de la température d'alimentation est compris entre (30 à 50°C).

La variation de fraction molaire de DEA/MDEA contenant dans le gaz décarbonaté en fonction de température d'alimentation est présentée dans la figure III.3. Dans cette courbe,

on observe que les valeurs de fraction molaire de DEA/MDEA dans le gaz décarbonaté croissent avec l'augmentation de la température.

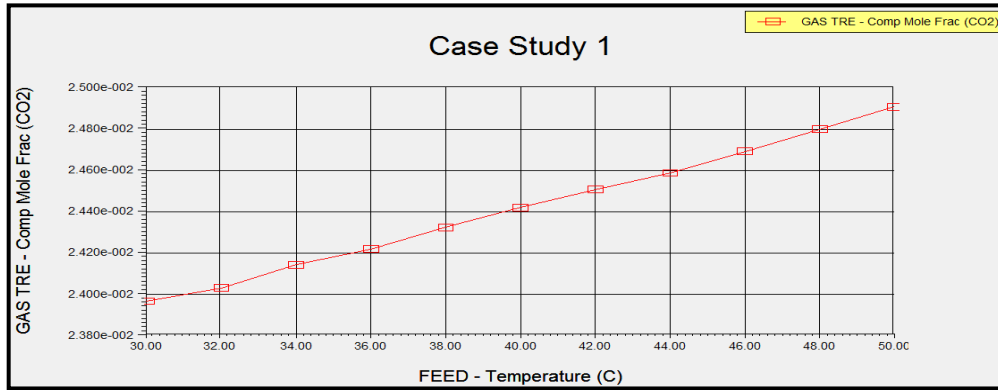


Figure III.2: Variation de fraction molaire de CO₂ de gaz décarbonaté en fonction de température d'alimentation.

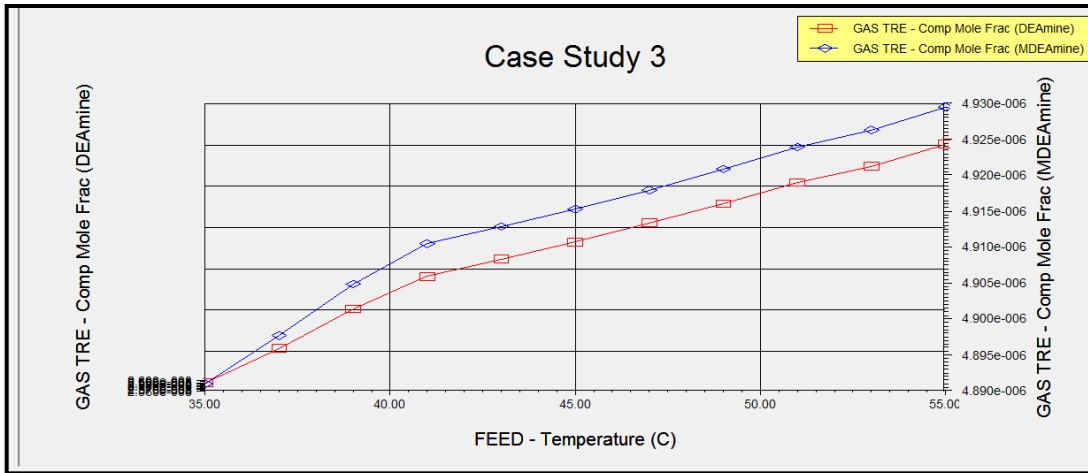


Figure III.3 : Variation de fraction molaire de DEA/MDEA de gaz décarbonaté en fonction de température d'alimentation.

La figure III.4 présente la variation de fraction molaire d'Ethane/Méthane d'Amine riche en fonction de température d'alimentation. Lorsque la température d'alimentation augmente, la fraction molaire de Ethane /Méthane d'amine riche diminue.

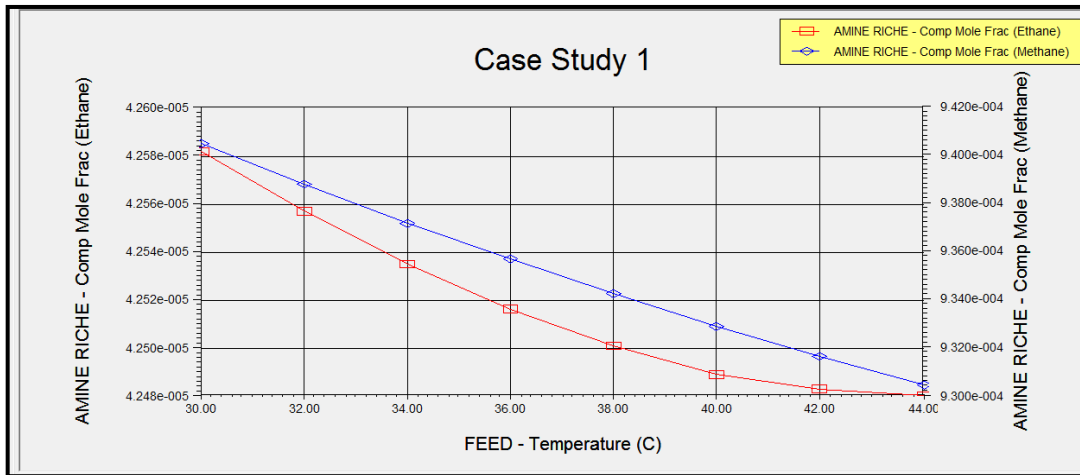


Figure III.4 : Variation de fraction molaire de Ethane /Méthane d’amine riche en fonction de la température d’alimentation.

La variation de fraction molaire de CO₂ d’Amine riche en fonction de température d’alimentation est présentée dans la figure III.5. On constate que, lorsque la température d’alimentation augmente, la fraction molaire de CO₂ d’amine riche diminue.

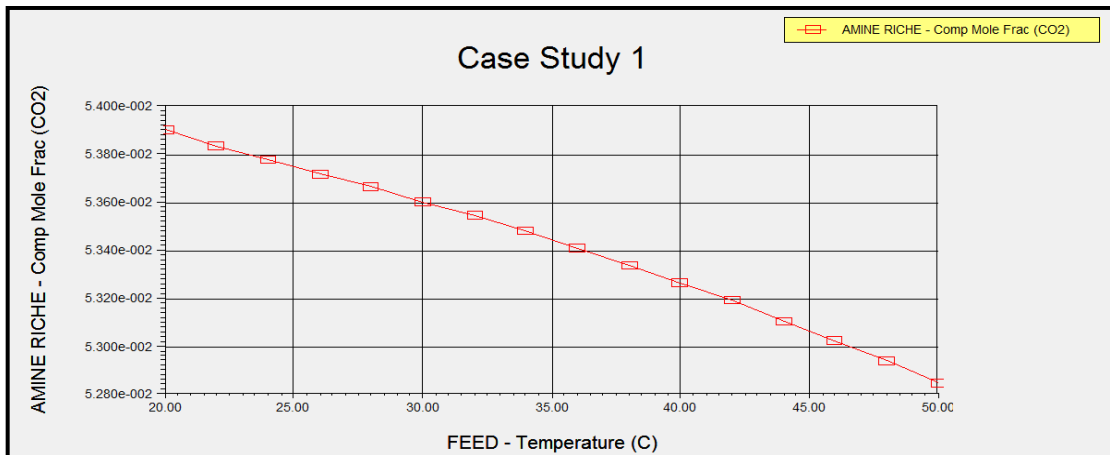


Figure III.5 : Variation de fraction molaire de CO₂ d’Amine riche en fonction de la température d’alimentation.

La figure III.6 illustre la variation de fraction molaire de CO₂ qui contient dans le gaz vapeur en fonction de température d’alimentation. Cette figure montre que la fraction molaire de CO₂ augmente avec la croissance de la température d’alimentation.

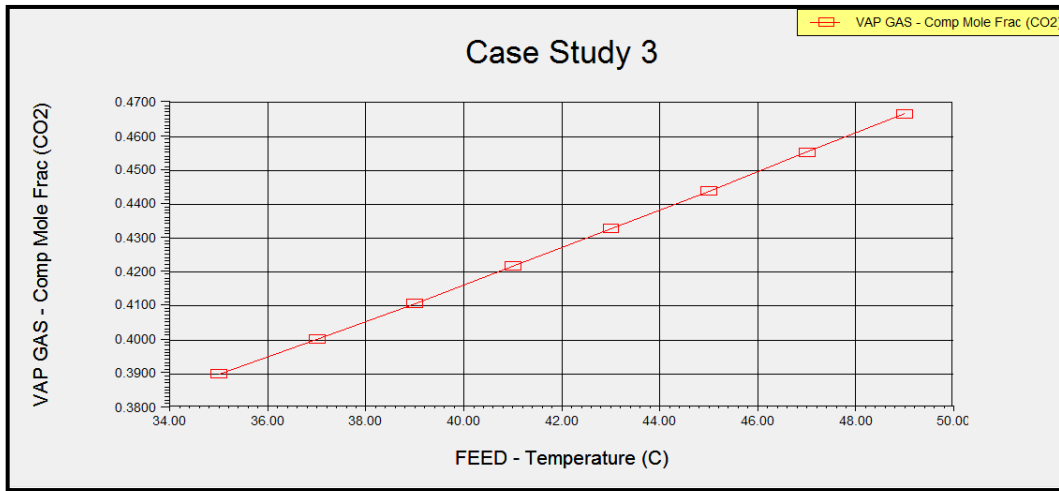


Figure III.6: Variation de fraction molaire de CO₂ de gaz vapeur en fonction de température d'alimentation.

III.6.3. Effet de la variation de débit d'amine pauvre

Les figures III.7 et III.8 présentent la variation de fraction molaire de MDEA/H₂O et fraction molaire de CO₂ / température de gaz décarbonaté en fonction de débit molaire d'amine pauvre. A partir de ces figures on observe que, le débit molaire d'amine pauvre augmente. Alors que, la fraction molaire de MDEA/H₂O et la fraction molaire de CO₂/température contenant dans le gaz décarbonaté sont diminués.

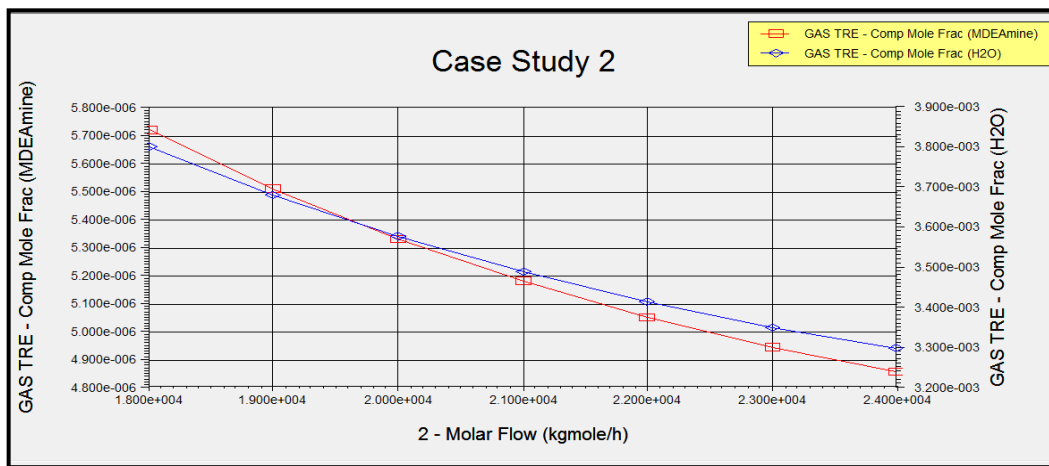


Figure III.7: Variation de fraction molaire de MDEA /H₂O de gaz décarbonaté en fonction de débit molaire d'amine pauvre.

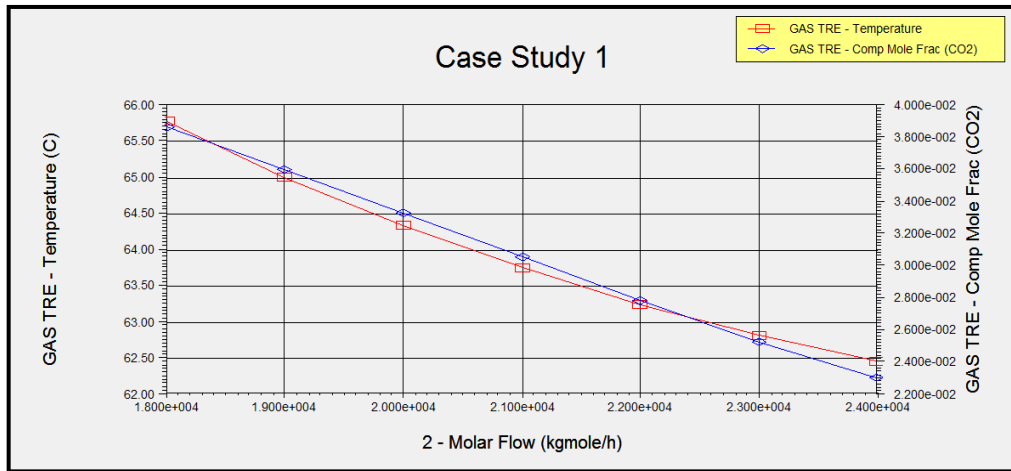


Figure III.8 : Variation de fraction molaire de CO₂ / température de gaz décarbonaté en fonction de débit molaire d’amine pauvre.

La figure III.9 présente la variation de fraction molaire d’Ethan/méthane d’amine riche en fonction de débit molaire d’amine pauvre. Lorsque le débit molaire d’amine pauvre augmente, la fraction molaire d’Ethan augmente et la variation de fraction molaire de méthane diminue.

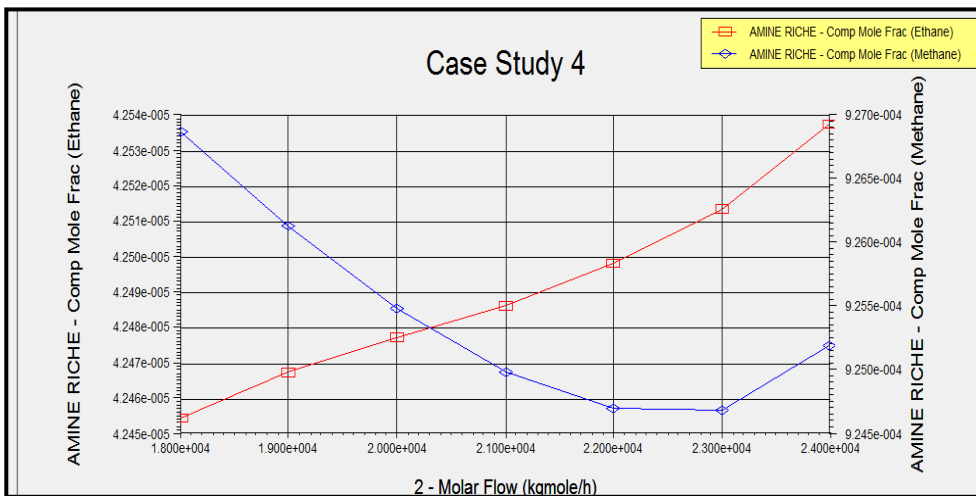


Figure III.9: Variation de fraction molaire de Ethan /méthane d’amine riche en fonction de débit molaire d’amine pauvre.

La variation de fraction molaire de CO₂ /température d’amine riche en fonction de débit molaire d’amine pauvre est présentée dans la figure III.10. Lorsque le débit molaire d’amine pauvre augmente, la température augmente et la variation de fraction molaire de CO₂ est diminuée.

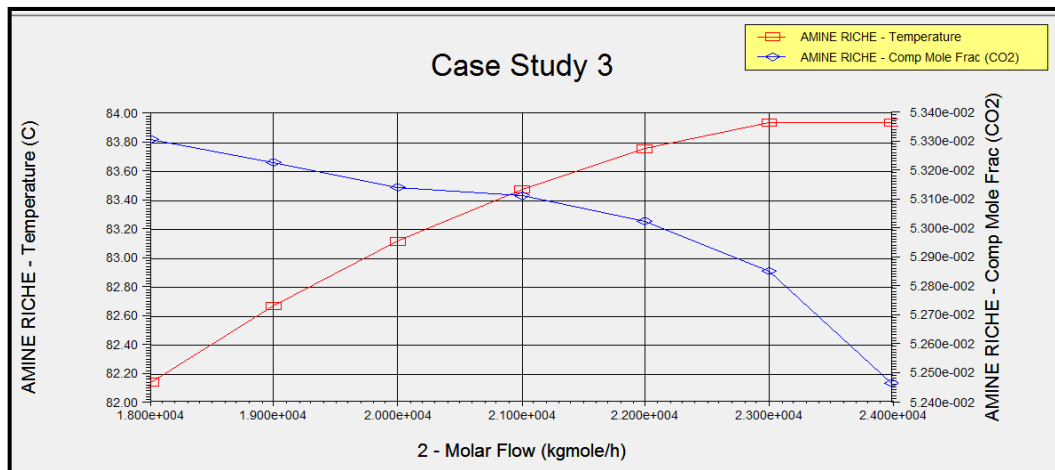


Figure III.10: Variation de fraction molaire de CO₂ /température d'amine riche en fonction de débit molaire d'amine pauvre.

III.7.Optimisation des paramètres de fonctionnement de l'unité AGRU

D'après cette étude, nous avons étudié l'influence des paramètres opératoires les plus importants tels que: La température d'alimentation et le débit d'amine sur le fonctionnement de la colonne de l'absorbeur et de régénérateur. Donc, l'analyse de ces paramètres et comme suite:

➤ L'influence de la température d'alimentation

Lorsque la température d'alimentation augmente la capacité d'absorption de l'amine étant diminué, et laissant une plus grande quantité de CO₂ dans le gaz décarbonaté, donc la teneur en CO₂ dans le gaz décarbonaté augmente et diminue dans l'amine riche, cette augmentation laissant une grande quantité d'amine, donc il y a une perte d'amine, mais dans l'amine riche une diminution des quantités des VOC, on ne constate que les émissions des VOC vers l'atmosphère réduites quand l'augmentation de la température.

➤ L'influence de débit d'amine

Lorsqu'on augmente le débit d'amine la capacité d'absorption de l'amine étant augmentée, le taux de CO₂ dans le gaz décarbonaté étant limitée, donc le teneur en CO₂ dans le gaz décarbonaté réduite et augmente dans l'amine riche.

➤ Après la comparaison des résultats de simulation entre Aspen HYSYS et le design montrent que, les valeurs de Aspen HYSYS plus proche que le design et données des

résultats efficace. En plus la teneur de CO₂ dans le gaz décarbonaté 0.0176<2% par HYSYS.

- D'après les résultats de simulation, le débit optimale d'amines (MDEA/DEA) est 24000 kg mol /h pour réduire le teneur du CO₂ = 0.0176 mol dans le gaz décarbonaté.

III.8. Conclusion

D'après cette étude, nous concluons que la validation de simulation de processus de décarbonatation se fait par la vérification des données du design et celle actuelle en utilisant le modèle thermodynamique de Robinson par le logiciel Aspen HYSYS.

Dans ce cas, les résultats obtenus sont efficaces et la teneur de CO₂ dans le gaz décarbonaté est 0.0176 <2%. En plus, le débit optimale d'amines (MDEA/DEA) est 24000 kg mol /h pour réduire les teneurs du CO₂ = 0.0176 mol dans le gaz décarbonaté. Donc, l'augmentation de la température influe négativement sur les paramètres de fonctionnement de l'AGRU, mais l'augmentation de débit donne des paramètres efficaces.

III.9. Références Bibliographiques

- [1] Hysys Process Documentation, Hyprotech, Ing, AEA Groupe, Calgary, (CD.ROM) 2000.
- [2] A. Bougoffa, Dimensionnement et Vérification des Paramètres de Fonctionnement d'un Régénérateur d'Amine de L'unité de Décarbonatation de CPF de RHOURE NOUSS Mémoire de Ingénieure Exploitation, Société Nationale Sonatrach, 2007.
- [3] A. Djebbari, Simulation d'une Unité de Production de Méthanol à l'Aide de l'Aspen Plus-Hysys, Mémoire de Master, Université Mohamed Khider - Biskra, 2014.
- [4] S. Hafian, Modélisation et Simulation d'une Unité D'absorption des Gaz Acides (CO₂) Par Solvants Chimiques Alkanolamine, Mémoire de Master, Université Kasdi Merbah Ouargla, 2013.

Ce travail a été effectué en sa totale intégrité, au sein du complexe industriel Rhourde Nouss et plus exactement à l'unité de décarbonation du gaz naturel AGRU.

Une description générale sur le gaz naturel, et leurs procédés d'élimination des gaz acides (CO_2 , H_2S) à partir du gaz naturel a été présenté.

Le dioxyde de carbone doit être éliminé pour les raisons suivantes:

- Augmenter le pouvoir calorifique du gaz;
- Minimiser la corrosion du gazoduc;
- Protéger des équipements de traitement du gaz contre les dépôts de CO_2 cristallisés dans les procédés cryogéniques.

Dans ce travail, on a procédé à réduire la teneur du dioxyde de carbone (inférieur à 2%) par l'absorption chimique en présence d'un modèle thermodynamique (amine) de Robinson par le logiciel Aspen HYSIS; le plus utilisé dans l'industrie pétrolière.

En effet, la validation de simulation est basée sur l'efficacité d'élimination de CO_2 . Dans ce cas, les résultats obtenus sont efficaces entre le design et celle de l'Aspen HYSIS. En plus, le débit optimale d'amines (MDEA/DEA) est égal à 24000 kg mol /h pour réduire les teneurs de CO_2 égal à 0.0176 mol dans le gaz décarbonaté. Donc, l'augmentation de la température influe sur la capacité d'absorption de CO_2 , lors de l'augmentation de température d'alimentation, mais l'augmentation de débit d'amine donne des résultats efficaces.

Conclusion générale

Résumé

Résumé

La décarbonatation est une technique très importante dans le traitement du gaz naturel; puisque la présence du CO₂ dans le gaz naturel provoque plusieurs problèmes tels que: la corrosion des équipements et réduisant la valeur énergétique du gaz. Donc, la teneur de CO₂ dans le gaz est une exigence importante à respecter.

Dans ce cadre, l'objectif principal de cette étude est l'optimisation des paramètres de fonctionnement de l'unité (AGRU) pour atteindre une teneur en CO₂ inférieure à 2% mol ; par l'absorption **chimique en présence d'un modèle thermodynamique par Aspen HYSYS. Ceci est le plus utiliser dans l'industrie pétrolière.**

En effet, la validation de simulation est basée sur l'efficacité d'élimination de CO₂. Dans ce cas, les résultats obtenus est plus proche que le design et celle du Aspen HYSIS. En plus, le débit d'amine pauvre est égal à 24000 kg mol /h pour réduire les teneurs de CO₂ égal à 0.0176 mol dans le gaz décarbonaté. Donc, l'augmentation de la température influe sur la capacité d'absorption de CO₂, lors de l'augmentation de température d'alimentation, mais l'augmentation de débit d'amine donne des résultats efficaces.

Mots clés: AGRU, Décarbonatation, Simulation, HYSIS.

Summary

Decarbonation is a very important technique in the treatment of natural gas; Since the presence of CO₂ in natural gas causes several problems such as: corrosion of equipment and reducing the energy value of gas.

Therefore, the CO₂ content in the gas is an important requirement. In this framework, the main objective of this study is to optimize the operating parameters of the unit (AGRU) to achieve a CO₂ content of less than 2 mol%; By chemical absorption in the presence of a thermodynamic model by Aspen HYSIS.

This is most used in the petroleum industry. Indeed, simulation validation is based on CO₂ elimination efficiency. In this case, the results obtained are closer than the design and that of the Aspen HYSIS. In addition, the flow rate of poor amine is equal to 24000 kg mol / h to reduce the CO₂ content equal to 0.0176 mol in the decarbonated gas. Thus, the increase in temperature affects the CO₂ absorption capacity, when the feed temperature increases, but the increase in amine flow gives effective results.

Key words: AGRU, Decarbonation, Simulation, HYSIS.

تلخيص:

عملية نزع الكربون هي تقنية جد مهمة في معالجة الغاز الطبيعي، اذ يمثل تواجد CO2 في الوسط الغازي عدة مشاكل نذكر منها : تاكل وتأكسد الاجهزة كما أنه يساهم في تحفيض القيمة الطاقوية للغاز، اذا وجود CO2 في الغاز حتمية مهمة يجب مراعاتها.

في هذا الاطار كان الهدف الرئيسي هو استعمال المحاكاة من أجل بلوغ قيمة نسبة CO2 أقل من 2% مول وهذا بالاستعانة بطريقة الامتصاص الكيميائي التي تعتمد برنامج aspen hysys المستعمل بكثرة في الصناعة البترولية.

هذه المحاكاة تعتمد على مدى فعالية خفض CO2 اذ كانت النتائج المحصل عليها جد قريبة من تلك المحصل عليها باستعمال محاكاة desing حيث وجدت نسبته في الغاز المنقى 0.0176 مول وهذا اثناء تدفق قيمته 24000 Kgmol/h .

في الأخير نستنتج أن رفع درجة الحرارة تؤثر على عملية امتصاص CO2 ، لكن زيادة التدفق المولي للأمين أعطى نتائج فعالة.

الكلمات المفتاحية: نزع الكربون، ثاني أكسيد الكربون، محاكاة.