



République Algérienne Démocratique et Populaire



Ministère de l'enseignement supérieur et de la recherche scientifique

Université d'El Oued

Faculté des sciences et de la Technologie

Département des sciences et de la Technologie

Mémoire

En vue de l'obtention du diplôme de

Master Académique

Filière : Génie des Procédés et Hydrocarbure

Option : Raffinage et pétrochimie

*Décarbonatation du gaz
naturel au niveau du champ
d'Ohanet*

Soutenu le 23/06/2014

Présenté par : Bekkouche Yasser

Lebbihiate Abderraouf

DEVANT LE JURY

Président

Examineur

Directeur de mémoire Bousside Nabila

Promotion: 2014



Remerciements

En premier lieu, Nous tenons à remercier notre DIEU, pour nous avoir la force pour accomplir ce travail.

Nous tenons à présenter nos remerciements à notre promoteur, BOUSSID NABILA qui nous a suivi et dirigé tout au long de la réalisation de ce travail, et qui a été d'une aide très précieuse sur le plan scientifique et moral.

Nous voudrions aussi remercier tous nos enseignants du département de génie des procédés chimiques et raffinage.

Nos derniers remerciements et ce ne sont pas les moindres, vont à tous ceux qui ont contribué de près ou de loin pour l'aboutissement de ce travail.

ABDERRAOUF LEBBIHIATE

YASSER BEKKOUCHE





DEDICACES



Je dédie ce modeste travail :

- À mon père.
- À l'être le plus cher de ma vie, ma mère.
- À mes frères: Azzali, Sofiane , Bachir, Mohmmmed.
- À toute ma famille qui a résisté à la souffrance d'être loin d'eux.
- À tous mes amis et surtout, Tahaa (Ayman), Yasser, Omer, Hamza, Hassan, Mohamed, Fattah, Mowafek, Abdallah, Ahmed, Souhaib.
- À tous ceux qui ont semés le bonheur dans mon chemin.
- À tous les enseignants de génie de procédés et raffinage particulièrement mon encadreur : Boussid nabila.



ABDERRAOUF LEBBIHIAT





DEDICACES



Je dédie ce modeste travail :

- À mon père.
- À l'être le plus cher de ma vie, ma mère.
- À mes frères: Elhaadi, Abderraouf , Brahim.
- À toute ma famille qui a résisté à la souffrance d'être loin d'eux.
- À tous mes amis et surtout, Tahaa (Ayman), Abderraouf, Omer, Hamza, Hassan, Mohamed, Fattah, Mowafek.
- À tous ceux qui ont semés le bonheur dans mon chemin.
- À tous les enseignants de génie de procédés et raffinage particulièrement mon encadreur : Boussid nabila.



YASSER BEKKOUCHE



Sommaire

Abréviation

Introduction générale.....1

Chapitre I : Généralité sur le gaz naturel

I. Introduction.....3

I.1.Composition du gaz naturel.....3

I .2. propriétés physico-chimiques du gaz naturel.....3

I .2.1. Pouvoir calorifique supérieur PCS.....3

I .2.2.Pouvoir calorifique inférieur PCI.....3

I.2.3. Densité3

I.3. Les types de gaz naturel4

I.4. Les procédés de traitement du gaz naturel4

I.4.1. Séparation des condensât5

I.4.2. Fractionnement des hydrocarbures5

I.4.3. Opérations de fractionnement et de purification.....6

I.4.4.La déshydratation.....6

I.4.5. Désacidification.....6

I.5. Le gaz naturel en Algérie.....7

I.5.1. La production de gaz en Algérie.....7

I.5.2. La consommation de gaz en Algérie.....8

Chapitre II : Différents procédés de décarbonatation du gaz naturel.

II.1. Introduction.....9

II.2. Spécification typiques pour un gaz de vente.....9

II.3. Caractéristiques physico-chimiques du CO₂.....9

II.4. Méthodes utilisées pour la capture du dioxyde de carbone.....11

II.4.1.Décarbonatation du gaz naturel par membrane.....11

II.4.2. Décarbonatation du gaz naturel par adsorption.....12

II.4.3.Décarbonatation du gaz naturel par absorption.....12

II.4.3.1. Absorption par solvants physiques.....12

II.4.3.2. absorption par solvants chimiques.....12

II.4.3.2.1.Critères de sélection d'un solvant chimique.....16

II.4.3.2.3.Mécanismes réactionnels.....17

II.4.3.2.4.Comparaison des solvants.....18

II.5 .Absorption du dioxyde de carbone (CO ₂) par la monoéthanolamine (MEA).....	19
II.5.1.Propriétés de la MEA.....	19
II.6 Problèmes rencontrés dans une unité de décarbonatation.....	20
II.6.1 Le moussage	20
II.6.2 La corrosion	21
II.6.3 Pertes de la solution d'amine.....	22
II.6.4. Problèmes de contamination.....	23

Chapitre III: Description de décarbonatation au niveau du champ d'ohanet

III.1. Situation géographique.....	24
III.2 Création de la région.....	24
III.3.La description du l'usine de traitement.....	25
III.4. Spécifications des produits.....	26
III.4.1. Gaz Sec	26
III.4.2. Condensât	26
III.4.3. GPL.....	26
III.4.4. Eau traitée vers bassin d'évaporation	27
III.5 Prévisions de production par design.....	27
III.6 Déférent unités de l'usine.....	27
III.6.1 Système d'entrée et installations communes (unité 300).....	28
III.6.2 Unité de traitement (Unité 100 et 200).....	28
III. 6.3 Recompression du gaz (Unité 600).....	29
III. 6.4 L'unité 400.....	30
III. 6.5 Les stockages unité 700.....	30
III.6.6Unité d'élimination du Dioxyde de Carbone (unité 500).....	30
III. 6.6.1Description du l'unité d'élimination du Dioxyde de Carbone (unité 500)	30
III. 6.6.2Composants d'unité 500 et Fonctionnement de Chaque Composant.....	30
III. 6.6.4. Fonction totale du Système d'unité 500.....	32
III. 6.6.5. Filtration et stockage de l'amine.....	34
III. 6.6.6.Ensemble d'injection anti-mousse.....	35
III. 6.6.7.Ensemble d'oxydation thermique.....	36

Chapitre IV: partie simulation

IV.1. Définition de la simulation.....	36
--	----

IV.2. Présentation de HYSYS.....	36
IV.3. Définition de HYSYS.....	36
IV.4. Le choix du modèle thermodynamique.....	37
IV.5. Simulation de processus de décarbonatation.....	37
IV.6. Les étapes de simulation.....	37
IV.6.1. le choix de model thermodynamique.....	37
IV.6.2. le choix de la composition du gaz.....	37
IV.6.3. les données des paramètres opératoires.....	38
IV.6. 4. Création de la configuration de procédé de décarbonatation.....	38
IV.7. Présentation des résultats de simulation.....	39
Conclusion.....	46
Annexes	
Bibliographie	

Liste des figures

Figure I.1: Répartition des réserves gazières en Algérie.....	7
Figure I.2 : Demande en gaz en Algérie pour la période 2006-2015 en millions de m ³	8
Figure II.1. Méthodes pour la capture du CO ₂	11
Figure II.2. Séparation par membrane. Schéma de principe.....	12
Figure II.3. procédé au carbonate de potassium.....	15
Figure III.1 : Situation géographique de la région d'Ohanet	24
Figure III.2 : Différentes unités de l'usine	27
Figure IV.1 : configuration du procédé de décarbonatation.....	39
Figure IV.2 : Teneur en CO ₂ dans le gaz en fonction de la concentration du MEA. (Pour une teneur en CO ₂ dans le gaz d'alimentation égale à 3.4%).....	41
Figure IV.3 : Teneur en CO ₂ dans le gaz en fonction de la concentration du MEA. (Pour une teneur en CO ₂ dans le gaz d'alimentation égale à 3.2%).....	42
Figure IV.4 : Teneur en CO ₂ dans le gaz en fonction de la concentration du MEA. (Pour une teneur en CO ₂ dans le gaz d'alimentation égale à 3%).....	43
Figure IV.5 : Teneur en CO ₂ dans le gaz en fonction de la concentration du MEA. (Pour une teneur en CO ₂ dans le gaz d'alimentation égale à 2.8%).....	44
Figure IV.6 : Teneur en CO ₂ dans le gaz en fonction de la concentration du MEA. (Pour une teneur en CO ₂ dans le gaz d'alimentation égale à 2.6%).....	45

Abréviation

GNL : Gaz naturel liquéfié,
GPL : Gaz pétrolier liquéfié,
CO₂ : dioxyde de carbone
GN-R : gaz naturel riche en CO₂,
GN-P : gaz naturel pauvre en CO₂
DEA : diéthanolamine,
MEA : monoéthanolamine,
MDEA : méthyl-diéthanolamine.
MEA-P : monoéthanolamine pauvre,
MEA-R : monoéthanolamine riche
DMEPG : DiMéthyl Ether de Polyéthylène Glycol,
NMP : N-Méthyl-Pyrrolide
PC : Carbonate de propylène,
NFM : N-Formyl-Morpholine,
PCS : Pouvoir calorifique supérieur ,
PCI : Pouvoir calorifique inférieur,
PDF : Process Flow Diagrams
, **CPF** : Central Procès Facilité,
SO₂ : Dioxyde de soufre,
N₂ : Azote,
MM S m³/J : millions standard mètre cube par jour,
AE : aéroréfrigérant,
EC : compresseur de l'expandeur,
V : séparateur,
E : l'échangeur.
C : turbo compresseurs,
T : colonne,
F : filtre.
PV : vanne de commande
VLV : valve
RCY-1 : recycleur

Introduction générale

L'industrie chimique vient en tête et de très loin des grandes industries consommatrices d'énergie. Le pétrole et le gaz naturel sont les seules capables de répondre à l'accroissement des besoins actuels en énergie.

Le gaz naturel joue un rôle énergétique croissant. L'importance de ses réserves et les avantages qu'il présente sur le plan de l'environnement favorisent son utilisation.

Le traitement du gaz naturel représente donc un enjeu technique et économique important. En fonction du gisement, le gaz naturel peut contenir des quantités très variables de gaz acides (CO_2 , H_2S) et autres contaminants (eau, mercaptans...) qu'il est indispensable d'éliminer.

La présence du gaz carbonique (CO_2) dans le gaz naturel provoque la corrosion des équipements et des tuyauteries ainsi que le givrage (solidification) dus à la formation de cristaux de dioxyde de carbone " CO_2 " dans les zones de liquéfaction du gaz naturel fonctionnant à des températures très basses. Ainsi que Le CO_2 se comporte comme diluant, réduisant la valeur énergétique du gaz tout en augmentant le coût de transport. L'opération d'élimination du CO_2 dite «Décarbonatation» .

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 d'une unité de décarbonatation au champ gazière Ohanet (SONATRACH-BHP); où la décarbonatation est effectuée par absorption chimique à l'aide du solvant monoethanolamine «MEA».

La variation du teneur du dioxyde de carbone dans le gaz d'alimentation entre 2,6% à 3,4% nous incite à trouver la concentration optimale du MEA pour baisser le teneur de CO_2 à environ 1,2%. Tant que l'essai à grand échelle est souvent très difficile; ainsi la modélisation et la simulation s'avèrent des outils très importants dans ce domaine. Donc le simulateur HYSYS est utilisé pour étudier la colonne d'absorption.

Le plan du manuscrite a été découpé en quatre parties. Dans un premier temps (chapitre I), généralité sur le gaz naturel, leurs caractéristiques physico-chimiques ainsi que les différents procédés de traitement du gaz naturel seront évoquées d'une façon générale. Dans un second temps (chapitre II), un examen bibliographique qui fait le point sur les principales méthodes utilisée pour la capture du dioxyde de carbone sera décrit. Dans le troisième chapitre des descriptions détaillées d'une unité de décarbonatation du gaz naturel au niveau du champ Ohanet, seront présentées. Enfin un quatrième chapitre qui est

consacré aux résultats et discussions de simulation par HYSYS de la colonne d'absorption. Bien sur, le manuscrit est clôturé par une conclusion générale qui met en évidence les principaux résultats trouvés.

I. Introduction:

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 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].

I.1. Composition du gaz naturel :

Le constituant principal du gaz naturel est le méthane CH_4 , notamment en plus du CH_4 , il peut contenir également :

- Des hydrocarbures plus lourds que le méthane (de C_2 à C_{12}).
- Du dioxyde de soufre SO_2 .
- Du sulfure d'hydrogène appelé aussi gaz acide H_2S .
- Du dioxyde de carbone CO_2 .
- De l'azote N_2 .
- Parfois de petites quantités d'Hélium (He) et de Mercure (Hg) [2].

I.2. Propriétés physico-chimiques du gaz naturel :

I .2.1. Pouvoir calorifique supérieur PCS :

C'est la quantité de chaleur (KWh ou MJ) qui serait dégagée par la combustion complète d' 1 m^3 normal de gaz, l'eau formée pendant la combustion restant à l'état liquide, et les autres produits étant à l'état gazeux.

I .2.2.Pouvoir calorifique inférieur PCI :

Il correspond à la chaleur dégagée par la combustion complète d' 1 m^3 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.

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

I.2.3. 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/m^3).

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 :

$$\text{Densité de gaz} = \text{masse moléculaire} / 28,97[3].$$

I.3. Les types de gaz naturel :

Selon la nature des phases en présence dans les conditions du gisement et de surface, on distingue quatre types de gaz :

- **Gaz sec** : ne formant pas de phase liquide dans les conditions de production, il est concentré en méthane et peu d'hydrocarbure plus lourds que l'éthane.
- **Gaz humide** : formant une phase liquide en cours de production dans les conditions de surface, il est moins concentré en méthane que le gaz sec.
- **Gaz à condensat** : formant une phase liquide dans le réservoir en cours de production riche en produits lourds.
- **Gaz associé** : coexistant dans le réservoir avec une phase « huile ». Le gaz associé comprend le gaz de couverture (phase gazeuse présente dans le réservoir) et le gaz dissous[4].

I.4. Les procédés de traitement du gaz naturel :

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 réglementaire. Il est nécessaire d'éliminer au moins partiellement :

- ✓ Hydrogène sulfuré (H_2S) : toxique et corrosif.
- ✓ Le dioxyde de carbone (CO_2) : corrosif et de valeur thermique nulle.
- ✓ Le mercure (Hg) : corrosif dans certains cas.
- ✓ L'eau (H_2O) : conduisant à la formation des hydrates.
- ✓ Les hydrocarbures lourds : condensant dans les réseaux de transport.
- ✓ L'azote (N_2) : de valeur thermique nulle[3].

Le degré d'épuration de ces contaminants dépend de la l'utilisation finale du gaz .

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.

- ✓ Spécification des puits finis.
- ✓ Coût global des investissements[3].

Les principaux procédés de 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 ces fonctions 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 gaz.

I .4.1. Séparation des condensât :

Elle se fait par abaissement progressif de la température du gaz suivant des procédés de refroidissement tels que :

➤ Procédés de RITCHARD :

Il est basé sur le refroidissement par échange thermique, et par une série de détentes complètes.

➤ Procédés de HUDSON :

Le même principe de RITCHARD, la détente s'effectue à travers d'un Turbo-expendeur et une vanne de détente appelée JOULE-THOMSON[3].

I.4.2. Fractionnement des hydrocarbures :

Lorsque le gaz naturel contient une fraction relativement importante d'hydrocarbures lourds, la séparation est en général réalisée par abaissement de la température avec formation d'une phase liquide ; il peut être également effectuée par une opération d'absorption ou d'adsorption[3].

I.4.3. Opérations de fractionnement et de purification :

✓ Procédés mis en œuvre :

L'ajustement requis de la teneur en eau, en gaz acides et hydrocarbures lourds, est réalisé par des opérations de traitement, qui permettent de purifier le gaz naturel en séparant les constituants à éliminer du gaz traité.

Ces opérations de traitement font appel à des procédés de séparation divers :

- Absorption .
- Adsorption.
- Séparation par membrane[3].

I.4.4. La déshydratation :

L'exploitation du gaz naturel s'est heurtée à des difficultés liées au bouchage des canalisations par dépôt des cristaux, d'abord considérés comme étant de la glace. Ces cristaux, sont en fait, constitués par des hydrates de gaz naturel apparaissant bien au-dessus de la température de formation de la glace.

Pour éviter ces phénomènes, il est nécessaire de réduire la teneur en eau du gaz naturel ou moyen de techniques de traitement appropriées.

La déshydratation du gaz naturel est réalisée par différents types de procédés:

- absorption.
- Adsorption .
- perméation gazeuse[3].

I.4.5. Désacidification :

La désacidification consiste à séparer du gaz naturel les gaz acides, essentiellement CO_2 et H_2S . L'élimination d'hydrogène sulfuré doit être en générale beaucoup plus poussée que celle du dioxyde de carbone.

Les spécifications de teneur en gaz acides sont imposées par des contraintes de sécurité (très forte toxicité de l'hydrogène sulfuré), de transport (corrosion, risques de cristallisation dans le cas de la liquéfaction) ou distribution (gaz commercial).

Les principaux procédés utilisés pour réaliser la désacidification:

- ✓ Désacidification par absorption
- ✓ Désacidification par adsorption
- ✓ Désacidification par perméation gazeuse[3].

De nombreux facteurs doivent être pris en compte dans le choix d'un procédé de désacidification et notamment les suivants :

- Composition du gaz naturel.
- Teneur en gaz acides du gaz à traité.
- Spécification en sortie.
- Débit de gaz à traiter et conditions de pression et température à l'entrée.
- Conditions d'élimination de H₂S avec ou sans récupération de soufre[3].

I.5. Le gaz naturel en Algérie :

I.5.1. La production de gaz en Algérie :

L'Algérie est un pays traditionnellement fournisseur de gaz naturel à l'Europe depuis 1964, d'abord en Angleterre, puis en France, à travers les flux de GNL. Sonatrach joue un rôle important dans l'économie algérienne.

La 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 [5].

En 2003 l'Algérie a assuré une production brute de gaz naturel de 85 Milliards, y compris la consommation nationale ; en 2010 le volume des exportations sera de 85 Milliards de mètre cube et comme il y a des besoins de gaz en réinjection et en consommation locale, il y aura donc une production de 117 milliards de mètres cubes et en 2020 de 172 milliards de mètres cubes[5].

L'Algérie a exporté la majorité de son gaz, soit un volume de 53 milliards de mètres cubes vers l'Europe en 2003, essentiellement vers l'Espagne, 26%, l'Italie, 45 %, et la France 17 %, et il y a bien sûr les autres pays tels que la Belgique, le Portugal, la Grèce, sans parler aussi de la Turquie, de la Slovénie, de la Tunisie et des États-Unis d'Amérique.

Actuellement l'Algérie exporte 62 milliards de m³/ans de gaz naturel dont la moitié environ sous forme de GNL. A l'horizon 2010, l'Algérie compte porter ses exportations totales de gaz à 82 milliards de m³, et davantage encore vers 2012 avec l'entrée en service de deux importants projets de production de GNL avec une capacité de 4,5 millions chacun[5].

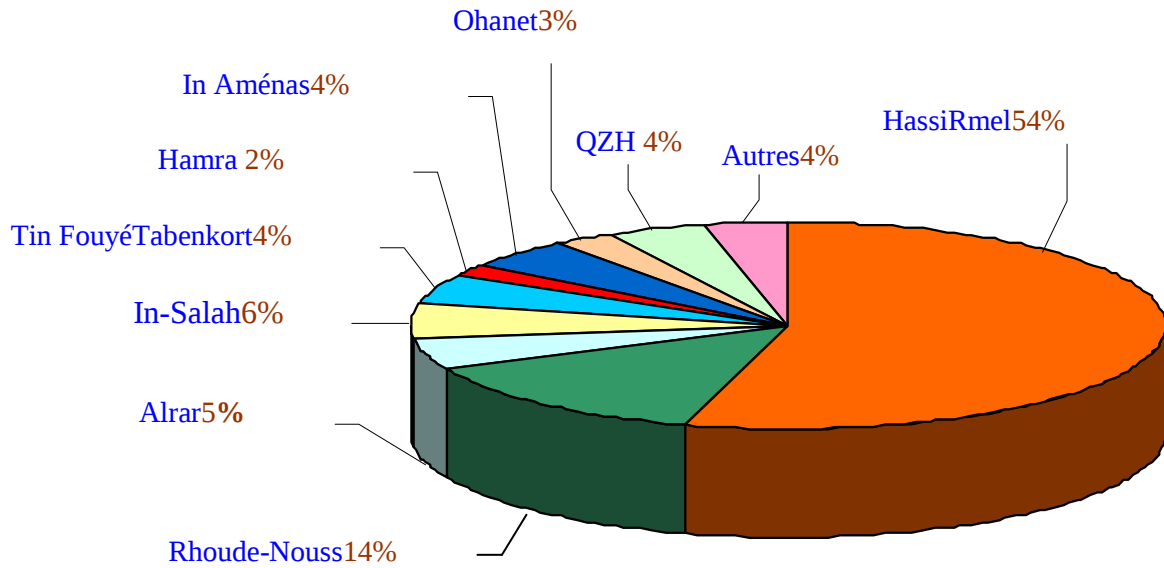


Figure I.1: Répartition des réserves gazières en Algérie [5]

I.5.2. La consommation de gaz en Algérie :

Troisième exportateur mondial de gaz, l'Algérie fera face à une hausse importante de la demande intérieure de gaz en raison de la croissance soutenue de son économie.

En 2006, la consommation locale en gaz naturel est d'environ 17,43 milliards de mètres cubes répartis par type d'utilisation comme suit :

- Distribution publique : 4,32 milliards de m³ (hausse de 9,7% par rapport à 2006).
- Clients industriels : 2,62 milliards m³ (hausse de 2,6% par rapport à 2006).
- Centrales électriques : 10,50 milliards de m³ (hausse de 1,9% par rapport à 2006) [5].

L'élévation de la demande prévisionnelle en GN pour la période 2006-2015 est représentée comme suit :

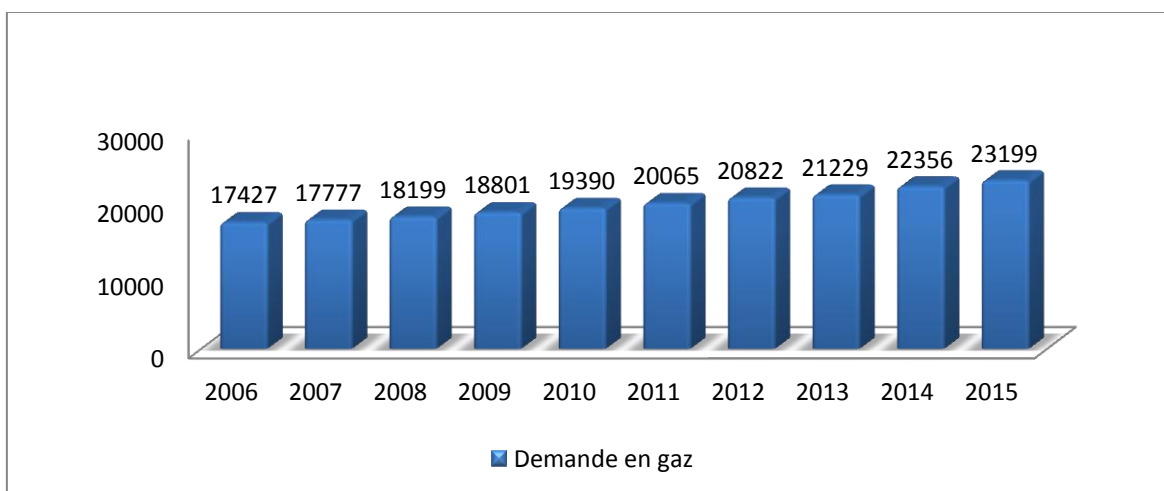


Figure I.2 : Demande en gaz en Algérie pour la période 2006-2015 en millions de m³. [5]

II.1. Introduction :

La décarbonatation est un procédé qui vise à réduire la teneur en dioxyde de carbone, plus spécifiquement en dioxyde de carbone «CO₂»; aussi appelé gaz carbonique, 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.

On procède à la décarbonatation du gaz naturel afin de :

- Réduire les risques de corrosion des pipes surtout en présence de molécules d'eau libres.
- éliminer les risques de solidification dans les procédés cryogéniques.
- Garder un pouvoir calorifique meilleur[6].

II.2. Spécification typiques pour un gaz de vente :

Les principales spécifications à considérer sont récapitulées sur le tableau II.1

Tableau II.1: Spécification typiques pour un gaz de vente[6].

spécifications typiques pour un gaz de vente
✓ CO ₂ < 2.5%
✓ H ₂ S + COS < 5 mg /Nm ³
✓ Mercaptans < 6 mg/Nm ³
✓ Soufre total < 30 mg/Nm ³
✓ H ₂ O ≤ -8°C à 70 bara

II.3. Caractéristiques physico-chimiques du dioxyde de carbone CO₂ :

- Le CO₂ se dissout dans l'eau et forme avec elle de l'acide carbonique (H₂CO₃).
- Le CO₂ à partir d'une certaine concentration dans l'air, s'avère dangereux voire mortel.

Le CO₂ est le deuxième gaz à effet de serre le plus important dans l'atmosphère après la vapeur d'eau. Le tableau (II.1) regroupe quelques propriétés de ce gaz[8].

Tableau .II. 2 : Les propriétés physique et thermochimique de CO₂[7].

	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

II.4. Méthodes utilisées pour la capture du dioxyde de carbone :

Les principaux procédés utilisés pour réaliser la décarbonatation font appel à l'absorption, la sélectivité du solvant vis-à-vis des gaz acides étant 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 important mais, actuellement, les applications industrielles restent en nombre très limité.

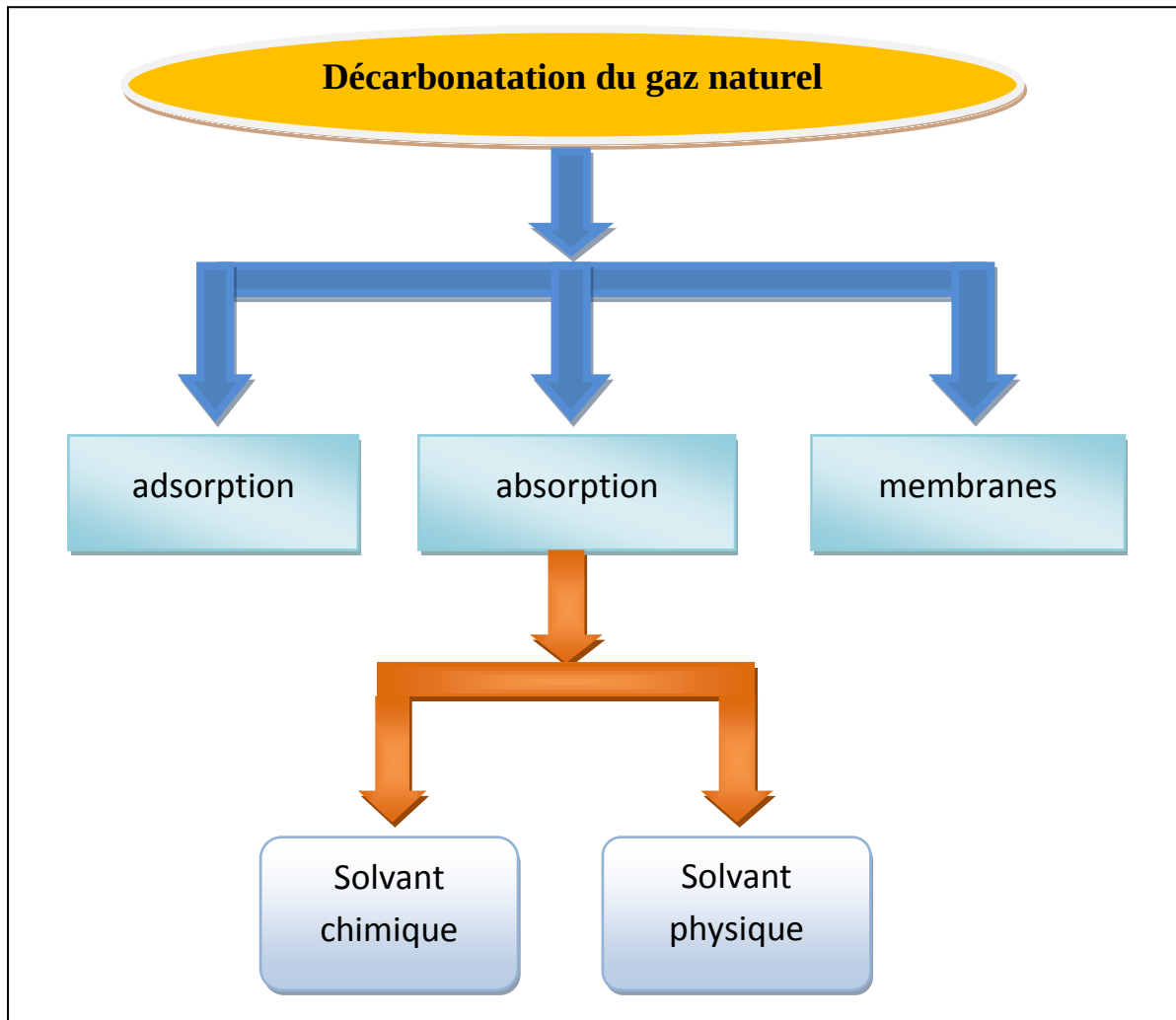


Figure II.1. Différentes méthodes pour la capture du dioxyde de carbone[6].

II.4.1. Décarbonatation du gaz naturel par membrane :

La séparation par membrane est déjà appliquée industriellement pour réaliser la décarbonatation 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 décarbonatation et la déshydratation du gaz naturel.

Le schéma de principe d'une opération de séparation par membrane est représenté sur la figure (II.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.

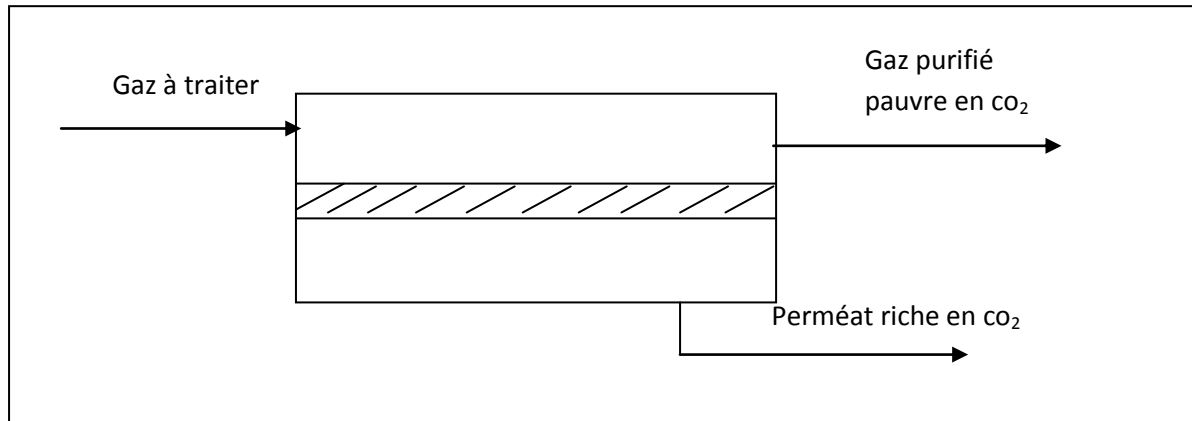


Figure II.2. Séparation par membrane. Schéma de principe[3].

II.4.2. Décarbonatation du gaz naturel par adsorption

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 processus 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 processus n'est pas toujours réversible. Le second, la physisorption, met en jeu des forces de van der Waals et des forces dues aux interactions électro-statiques. 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[9].

II.4.3. Décarbonatation du gaz naturel par absorption :

II.4.3.1. Absorption par solvants physiques:

Ces procédés présentent l'avantage de ne nécessiter que peu ou pas de chaleur pour désorber les gaz acides. Par contre, ils sont sensibles à la présence dans le gaz d'hydrocarbures lourds absorbés par le solvant puis désorbés avec les gaz acides. L'utilisation d'un procédé est basée sur un solvant physique est favorisée par les conditions suivantes :

- Gaz disponible à une pression relativement élevée.

- Faible concentration d'hydrocarbures lourds dans la charge.
- Forte teneur en gaz acides dans la charge.
- Sélectivité H_2S/CO_2 recherché.

L'étape d'absorption est réalisée dans une colonne à plateau ou à garnissage. La régénération s'effectue par détentes successives, stripping par un gaz neutre ou rebouillage de la solution[3] .

a. Les solvants physiques :

Le premier solvant physique historique 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 sont rassemblés dans le Tableau (II.3).

Tableau II.3 : Solvant d'absorption physique[9].

Désignation commerciale du procédé	Selexol	Purisol	Fluor	Morphysorb	Rectisol
Solvant	DiMéthyl Ether de Polyéthylène Glycol DMEPG	N-Méthyl-Pyrrolide NMP	Carbonate de propylène PC	N-Formyl-Morpholine NFM	méthanol
Formule chimique	$CH_3(CH_2CH_2O)_nCH_3$	C_5H_9NO	$C_4H_6O_3$	$C_5H_9NO_2$	CH_3OH
Congélation	-48	-24	-28		-92
Ebullition °C	240	202	275		65

b. Critères de sélection d'un solvant physique:

- Capacité élevée d'absorption du CO_2 .
- Faible pression de vapeur.
- Faible capacité d'absorption des hydrocarbures.
- Non corrosif.
- Faible viscosité.
- Non réactif avec les composants du gaz.
- Coût raisonnable.

II.4.3.2. Absorption par solvants chimiques:

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

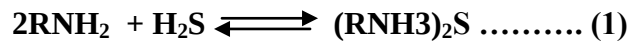
s'appelle le soluté. Cette opération nécessite un transfert de matière de la phase gazeuse à la phase liquide. La désorption de ce composé s'effectue quand le transfert se fait de la phase liquide à la phase gazeuse. La solubilité du gaz dans le liquide, à température et pression donnée, est la concentration du gaz dissous dans le liquide à l'équilibre.

a. Les solvants chimiques :

❖ Lavage aux solutions aminées :

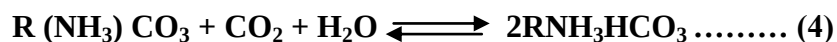
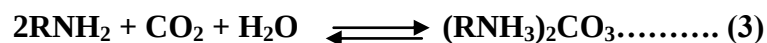
Les amines, agissant par affinité chimique, en raison de leurs caractères basiques, la monoéthanolamine (MEA), la diéthylamide (DEA), la diglycolamine (DGA), la diisopropanolamine et la méthyl-diéthanolamine (MDEA) sont utilisées pour désacidifier du gaz naturel.

Les réactions suivantes sont observées entre H₂S et une amine primaire :



Ces réactions sont directes et rapides .elles sont également avec les autres amines mais c'est dans le cas de la monoéthanolamine qu'elles sont les plus rapides. La triéthanolamine, qui avait la première a été utilisée, est moins active et a progressivement disparu au profit de MEA et de DEA, les amines réagissent également avec le dioxyde de carbone, selon deux types de réactions :

- Formation de carbonate et de bicarbonate :



- Formation de carbamate :



Les réactions (3) et (4) sont lentes .En effet, le dioxyde de carbone doit former avec l'eau de l'acide carbonique (réaction lentes) avant de réagir avec l'amine .La réaction (5) qui prédomine dans le cas de la monoéthanolamine est relativement rapide et pour cette raison, la MEA ne permet pas d'éliminer sélectivement l'hydrogène sulfuré. Au contraire dans le cas des amines tertiaires, la réaction (5) est impossible[03] .

❖ Solvant inorganique(carbonate de potassium) :

Les carbonates réagissent de manière réversible avec le dioxyde de carbone. Cependant, à température ambiante, leur vitesse d'absorption est réduite et ils demandent des débits de solution très élevés par rapport aux amines. Par conséquent, les carbonates n'étaient pas utilisés[18] .

Le schéma de principe d'un procédé de lavage au carbonate de potassium (fig. II.3) est similaire à celui qui a été décrit pour les procédés aux amines, mais les solutions de carbonate de potassium utilisées sont en général plus concentrées (20 à 40 pour cent) que les solutions d'amines. Ce procédé a été employé, à l'origine, pour éliminer le dioxyde de carbone, mais l'hydrogène sulfuré est également absorbé.

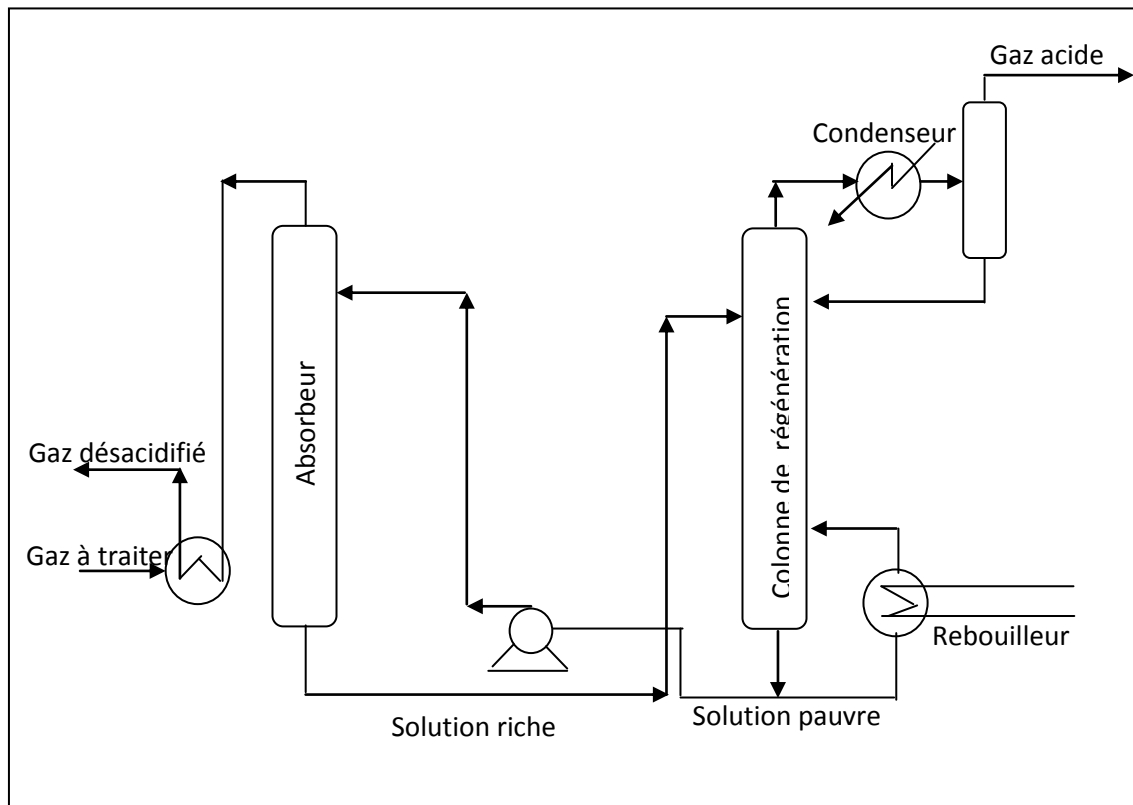
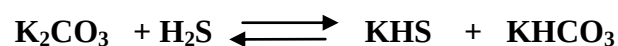


Figure II.3. procédé au carbonate de potassium[03] .

Les équilibres mis en jeu sont les suivants :



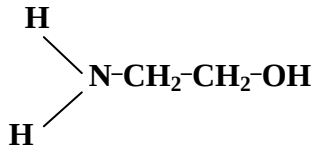
L'absorption par une solution chaude de carbonate de potassium permet d'augmenter considérablement la vitesse d'absorption. Dans les procédés actuels, les étapes d'absorption et de régénération sont réalisées à des températures voisines (aux environs

110°C) ceci conduit à éliminer l'échangeur entre solution riche et solution pauvre. L'augmentation de la température au cours de l'étape d'absorption permet également d'opérer à une concentration plus élevée en carbonate, compte tenu de l'augmentation correspondante de solubilité du bicarbonate[03] .

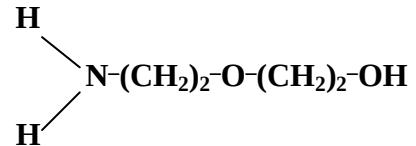
b. Propriétés [10] :

Les amines primaires :

Monoethanolamine(MEA)

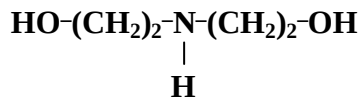


Diglycolamine(DGA)

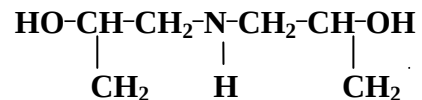


Les amines secondaires :

Diethanolamine(DEA)

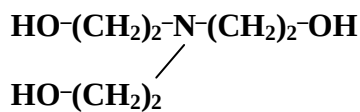


Diisopropanolamine(DIPA)

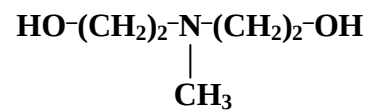


Les amines tertiaires :

Triethanolamine (TEA)



Methyldiethanolamine (MDEA)



II.4.3.2.1.Critères de sélection d'un solvant chimique:

Le but recherché est d'éliminer le CO₂ de gaz naturel, plusieurs choix sont possibles. Dans ce cas, quelques caractéristiques du solvant sont à prendre en considération :

- le pouvoir solvant ou la solubilité de 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.

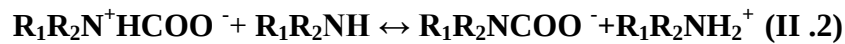
- la sélectivité du solvant vis-à-vis du dioxyde de carbone, par rapport aux hydrocarbures présents dans le gaz naturel.
- être peu cher ou régénérable à faible coût[11].

II.4.3.2.3. Mécanismes réactionnels :

Les amines carbamate avec le dioxyde de carbone selon les RTS :

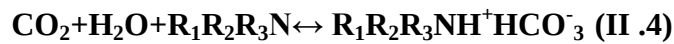
- ✓ amines primaires et secondaires :

formation de sels de carbamate :



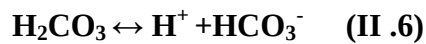
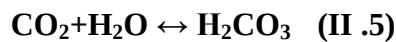
- ✓ amines primaires et secondaires :

formation de bicarbonate :



- ✓ amines tertiaires :

formation uniquement de bicarbonate :



II.4.3.2.4. Comparaison des solvants :

Le tableau(II.4) récapitule

les avantages et les inconvénients des solvants chimiques qui sont utilisés[9].

Tableau II.4 : Les avantages et les inconvénients des solvants[9].

Amine	Avantages	Inconvénients
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 élevé 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.	- Coût 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.5 Absorption du dioxyde de carbone (CO₂) par la monoéthanolamine (MEA) :

Parmi les amines la MEA (monoéthanolamine) est la plus utilisée. Elle est le solvant préféré pour ramener le teneur en CO₂ et en H₂S à un niveau réduit en termes de ppm. Les systèmes à MEA sont caractérisés par une consommation élevée d'utilité en raison d'énorme chaleur d'absorption. la corrosion constitue un des problèmes les plus fréquents rencontrés lors de l'utilisation d'une solution très chargée en MEA. La DEA (diéthanolamine) est similaire à la MEA, mais rarement utilisée à cette dernière lorsque le gaz d'alimentation contient de COS (sulfure carbonyle). En milieu neutre il est possible d'utiliser la DEA plus chargée que la MEA[15].

II.5.1. Propriétés du MEA :

a. Propriétés physiques :

Ses principales caractéristiques physiques sont : présentées dans le tableau II.5 .

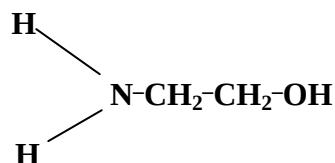
Tableau II.5 : Propriétés physiques du MEA [15].

État physique	Liquide
Couleur	Incolore
Odeur	Ammoniacale.
Masse molaire	61,08 g/mole
Point de fusion	10,03°C
Point d'ébullition	170,5°C (à 1 atm)
Densité (D ₄ ²⁰)	1,018
Tension de vapeur	0,5 KPa à 20°C 0,78 KPa à 60°C 2,6 KPa à 80°C
Point d'éclair	85°C en coupelle fermée 93°C en coupelle ouverte
Limites d'explosivité dans l'air (% vol)	Limite inférieure 5,5% Limite supérieure 17%
Température d'auto-inflammation	780°C
Viscosité (cst)	24 à 20°C
Limite d'explosivité dans l'air (% en volume)	Limite inférieure : 5,5% Limite supérieure : 17%

b. Propriétés chimiques :

La Monoéthanolamine est obtenue par fixation d'une molécule d'Oxyde d'Ethylène sur l'ammoniac.

Sa formule structurale est :



La MEA est un composé mixte qui possède à la fois les propriétés des alcools primaires et des amines primaires, mais réagit plutôt comme ces derniers. Elle possède de fortes propriétés basiques ($\text{pH}=12,05$) à une température ambiante. La présence du groupe hydroxyde (OH) et d'un groupe aminé donnent au composé les caractéristiques nécessaires qui le rend adéquat à l'élimination des gaz acides, le groupe hydroxyde permet de réduire la tension de vapeur et augmente la solubilité dans l'eau, et le groupe amine fournit l'alcalinité nécessaire dans les solutions aqueuses pour permettre l'absorption des solutions acides. Cela se fait en donnant des sels avec les acides minéraux ou organiques, et la réaction est exothermique[15].

II.6 Problèmes rencontrés dans une 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 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[13].

a. Facteurs favorisant le moussage :

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].

b. dans cas d'une solution du MEA :

La MEA a une tension superficielle de $48,8 \text{ erg / cm}^2$ à 20°C tandis que celle de l'eau à la même température de $72,6 \text{ erg / cm}^2$, et d'après LAPLACE, les solutions aqueuses de la MEA sont à caractères moussants même si elles sont propre, c'est pourquoi l'augmentation de la concentration de la solution en MEA fournit le moussage d'une part et augmente les pertes de la MEA d'autre part.

Il est recommandé d'opérer à des concentrations aussi basses que possible ce qui permet d'avoir une solution de MEA avec une haute tension, superficielle.

Lors du moussage, les espacements entre les plateaux et les déversoirs sont totalement remplis de mousse, le liquide ne peut plus absorber le CO_2 qui crée le bouchage au niveau des échangeurs cryogéniques.

Le meilleur remède contre le problème de moussage et de prendre soin de la solution amine, un bon fonctionnement du récupérateur et un filtrage de la solution sont nécessaires et l'utilisation d'anti-mousse pour contrôler le problème[14].

Les différents promoteurs de moussage reconnus sont les suivants :

- Matières premières finement divisées.
- Hydrocarbures lourds dissous.
- Inhibiteurs de corrosion.
- Produits de dégradation de la MEA[16].

II.6.2 La corrosion :

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 due 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 stables qui sont composés par des anions acides tels que les formates, acétates, tiosulfates, chlorure et une molécule d'amine.
 - Métallurgie inadéquate.
- ❖ **Impacts de la corrosion :**
- favorise le moussage et la 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.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 de l'amine, la température et la concentration de l'amine. Ces pertes seront récupérées par un simple lavage à l'eau[10].

II.6.4. Problèmes de contamination :

La contamination de la MEA 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 MEA, ce qui rend la réaction entre la MEA et CO_2 non parfaite d'où mauvaise absorption du CO_2 , il faut que la quantité des chlorures soit négligeable[10].

III.1. Situation géographique :

La Région d'Ohanet est située à **1500 km** au Sud-Est d'Alger, à **700 km** au Sud-Est de Ouargla sur le plateau de Tinhert et à **360 km** au Nord-Est d'Illizi (Chef lieu de Wilaya) dont elle relève administrativement et elle est à **120 km** au Nord-Ouest d'In- Aménas (Chef lieu de Daïra).

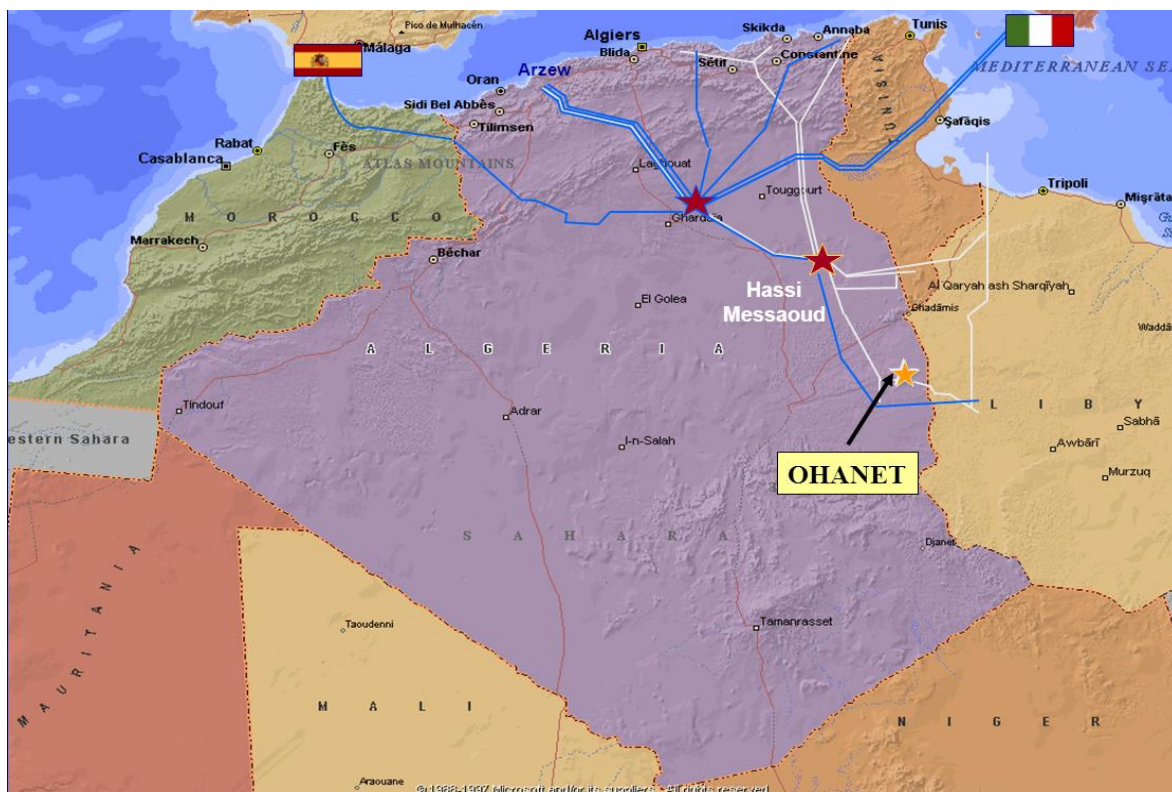


Figure III.1 : Situation géographique de la région d'Ohanet [17] .

III.2 Création de la région:

La Direction Régionale Ohanet a été créée en 1977, suite à la décentralisation de l'ancien district d'In-Aménas. Les plus importantes tâches dévolues à la Direction Régionale sont :

- La conduite des opérations de production du pétrole brut avec les supports techniques et logistiques propres à la Région.
- Le suivi et la réalisation des travaux de développement des différents gisements.
- La gestion et l'exploitation des champs pétroliers rattachés à la Région :
 - Champ d'Ohanet Nord et Sud

- Champ de Timedratine et Timedratine Est
- Champ d'Acheb, Acheb Ouest et Krebb
- Champ d'Askarène
- Champ de Guelta
- Champ d'Edeyen

III.3.La description l'usine de traitement :

L'usine de traitement du gaz est conçue pour traiter environ 20 MSM³/J de gaz humide de gisement de 47 puits, transporté via des pipelines .Ce gaz contient du condensât et de l'eau libre produite et condensée. L'usine de traitement du gaz élimine l'eau et CO₂ divise le flux en trois produits : gaz de qualité commerciale (C₂-), GPL mélangé (C₃/C₄) et condensât de gaz naturel liquide (GNL) (C₅+).

L'usine de traitement de gaz comprend :

- ✓ Une unité de décarbonatation d'une capacité de 10MSM³/J.
- ✓ Une boucle d'huile diathermique pour le chauffage des fonds de colonnes.
- ✓ Deux trains de traitement de gaz (déshydratation, séparation de GPL et condensât).
- ✓ Deux compresseurs boosters, chacun d'une capacité moyenne de 10MSM³/J
(Le débit varie entre 15~5 MSM³/J, en fonction de la ΔP).
- ✓ Trois compresseurs d'expédition de gaz de vente, chacun d'une capacité de 10MSM³/J.
- ✓ Trois bacs de stockage de condensât (deux bacs 6 000 m³ « on-spec » et un 2 000 m³ « Off- spec »).
- ✓ Quatre sphères de stockage de GPL (Trois sphères 500m³ « on-spec » et un 500 m³ « off-spec »).
- ✓ Un turbogénérateur (Solar GE-401) d'une puissance de 7,2 ~ 10MW.
- ✓ Une unité de traitement des eaux brutes.
- ✓ Une unité de traitement des eaux huileuses.
- ✓ Un système d'air service, inerte et instrument pour les besoins de l'usine.
- ✓ Un système de fuel gaz (HP, MP, BP).
- ✓ Un système de détection feu gaz et de l'eau pour lutte contre l'incendie.
- ✓ Un système de diesel.
- ✓ Un réseau de torche (HP, LP, Froide) [17].

III.4. Spécifications des produits :

Les spécifications des produits sont comme suit[10] :

III.4.1. Gaz Sec :

Tableau III.1: Spécification du gaz sec[10].

Point de rosée hydrocarbure (°C)	<-6 à 81.5 bar
Teneur en eau (ppm)	< 50
Temperature (°C)	<60
H ₂ S (mg/Sm ³)	< 2 dans le gaz expédition.
Pouvoir Calorifique (kcal/Sm ³)	9145 minimum, varie avec le taux de récupération du GPL,
CO ₂ (% volumique)	<2%

III.4.2. Condensât :

Tableau III.2: Spécification de condensât [10].

Tension de vapeur Reid- Hiver (bar)	0.69 à 37.8°C
Tension de vapeur Reid – été (bar)	0.5 à 37.8°C
Récupération du C ₅ + à partir du gaz humide (% molaire)	>95%

III.4.3. GPL :

Tableau III.3: Spécification du GPL [10].

Teneur en C ₂ - (%molaire)	2% normal, 3% max
C ₃ /C ₄ Récupère à partir du gaz humide (% molaire)	80% (minimum)
Teneur en C ₅ + % molaire)	< 0.4 %
Teneur en eau ppm	< 100

III.4.4. Eau traitée vers bassin d'évaporation :

L'eau produite est envoyé vers le bassin d'évaporation après traitement au niveau de l'unité de traitement des eaux huileuse avec les spécifications suivantes.

Tableau III.4: Spécification de l'eau traitée [10].

Composition (mg/l)	100
Hydrocarbure dans l'eau (ppm)	≤40

III.5 Prévisions de production par design:

Tableau III.5: Prévisions de production des différents produits par jour[10].

Gaz sec	16,5 MSm ³ / Jour
G.P.L.	2400 Tonnes métriques/ Jour.
Condensât	3500 (tonnes/ jour)

III.6 Défèrent unités de l'usine :

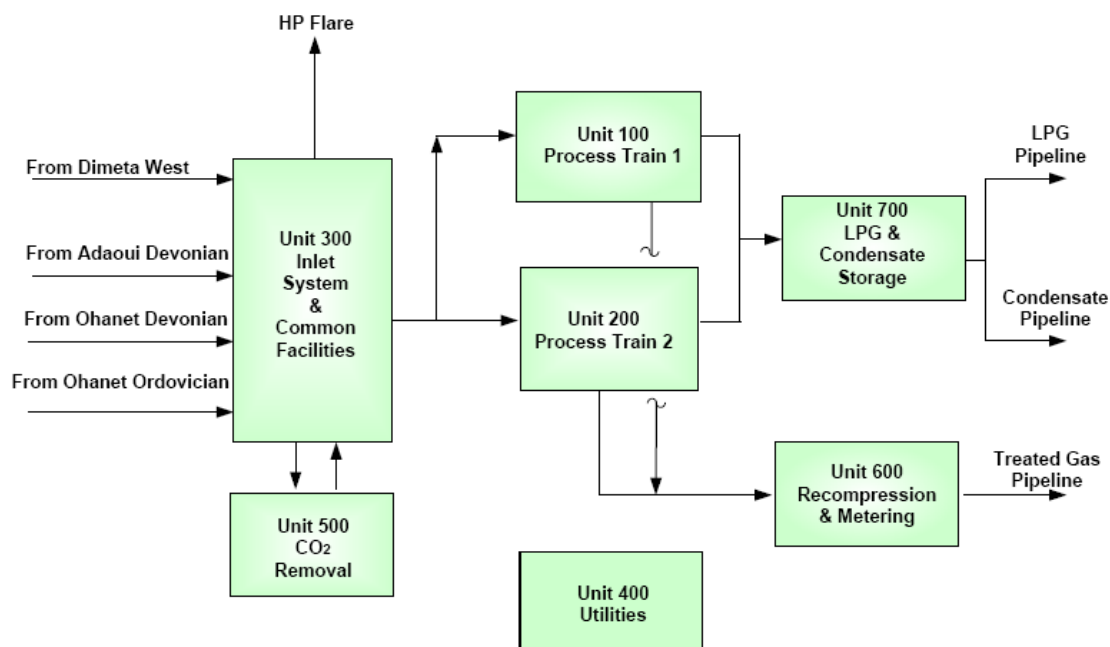


Figure III.2 : Défèrent unités de l'usine[07].

III.6.1 Système d'entrée et installations communes (unité 300) : [schéma annexe1]

Le système d'entrée et installations communes (unité 300) est conçu pour une séparation primaire (Gaz, hydrocarbures liquides et eau). On peut distinguer deux flux dans cette unité :

- Batterie de traitement de gaz dévonien
- Batterie de traitement de gaz ordovicien.

Le séparateur de condensât V-301A/B traite les écoulements provenant des canalisations du gaz dévonien et possède une capacité de traitement de bouchons de condensat de 350m³ en raison des exigences importantes de capacité de traitement des condensât, le V-301 est divisé en deux réservoirs parallèles V-301A et V-301B.

Les gaz humides sont guidés vers le collecteur d'admission des gaz. La phase aqueuse est dirigée vers le ballon de détente à eau V-308 et le condensat est dirigé vers le collecteur d'admission des gaz à l'aide du filtre d'évacuation des liquides F-301 et du ballon de détente à liquide V-306. L'eau huileuse provenant du carter du réservoir est renvoyée vers le ballon de détente à eau V-308. Les hydrocarbures liquides sont dirigés vers les échangeurs d'alimentation du stabilisateur de condensats E-112/E-212.

Le séparateur de condensât V-302 traite les écoulements provenant des canalisations du gaz ordovicien et possède une capacité de traitement de bouchons de condensât de 145 m³. Les trois canalisations principales sont combinées dans une seule canalisation avant de pénétrer dans le V-302. Le liquide est séparé du gaz dans ce réservoir, et le gaz est dirigé vers l'unité d'élimination du CO₂[17].

III.6.2 Unité de traitement (Unité 100 et 200) : [schéma annexe2]

Le gaz d'alimentation déshydraté est sous-refroidi dans le système d'installation frigorifique afin de condenser et d'éliminer les hydrocarbures les plus lourds du gaz. Le refroidissement du gaz est maximisé afin de garantir une récupération optimale du propane et des hydrocarbures les plus lourds. Le compresseur de l'expandeur EC-101 assure la réfrigération nécessaire pour réduire suffisamment la température du gaz d'alimentation afin de permettre aux composants d'hydrocarbure les plus lourds de se condenser et d'être séparés du gaz d'alimentation sec.

Le gaz séparé des liquides dans le séparateur V-108 s'écoule dans le réservoir et est acheminé vers l'entrée du compresseur de l'expandeur EC-101. Les fluides sous-refroidis

sont ensuite acheminés de la sortie du EC-101 vers le séparateur de sortie de l'expandeur V-109.

Les liquides provenant du V-108 est préchauffé par rapport au gaz d'alimentation chaud arrivant dans le refroidisseur de gaz d'alimentation E-103, avant de s'écouler dans le dééthanisier T-101.

Le gaz provenant du sommet du V-109 s'écoule vers le refroidisseur E-103, pour refroidir le gaz d'alimentation avant d'être acheminé vers le refroidisseur E101. Le gaz chauffé est ensuite acheminé et comprimé dans le compresseur de l'expandeur EC-101.

Les produits de fond provenant du dééthanisier T-101 sont acheminés, vers l'échangeur E-106, dans lequel ils sont préchauffés par rapport à l'écoulement de produits de fond provenant de la colonne de séparation de LPG T-102.

Les écoulements de produits de fond provenant du stabilisateur de condensât T-103 et du dééthanisier T-101 constituent les écoulements d'alimentation de la colonne de séparation de LPG T-102. Les écoulements d'alimentation sont fractionnés au sein de la colonne de séparation de LPG afin de fournir une composition de gaz d'échappement qui, lorsqu'elle est condensée par le condensateur de la colonne de séparation de LPG AE-102, produit des LPG d'une qualité convenant à la vente et stockés provisoirement dans le ballon de reflux de la colonne de séparation de LPG V-111[17].

III. 6.3 Recompression du gaz (Unité 600) : [schéma annexe2]

Les gaz comprimés au niveau du compresseur du turbo expandeur EC-101/102 à une pression de 24 barg et 60°C sont refroidis à environ 45°C à travers l'aéroréfrigérant AE-601/2/3 entrée compresseurs d'expédition avant d'être comprimés jusqu'à 72 barg (la pression à laquelle le pipe d'expédition est soumis) par les turbo compresseurs C-601/2/3.

Un refroidissement intermédiaire est assuré par les aéroréfrigérants AE604/5/6, le refroidissement final du gaz se fait par les aérorefrigerants AE-607-1/2 à 45°C.

Une partie du gaz est prise du refoulement des compresseurs et alimentera la section fuel gaz pour la consommation interne, la quantité restante considérée comme gaz sec produit est envoyée vers la section comptage fiscal du gaz.

III. 6.4 L'unité 400 :

Cette unité est composée de plusieurs sections servant d'utilités sont :

- Section de nitrogène
- Section d'huile chaude
- Section d'air instrument et de service
- Section d'eau potable, de service et d'un réseau anti incendie
- Section de ballons de torche[17].

III. 6.5 Les stockages unité 700 :

Cette unité comportent trois bacs de stockage de condensat et quatre sphères de GPL

III.6.6 Unité d'élimination du Dioxyde de Carbone (unité 500) : [schéma annexe3]

III. 6.6.1 Description du l'unité d'élimination du Dioxyde de Carbone (unité 500) :

Le gaz de l'ordovicien d'OHANET comporte une teneur élevée en dioxyde de carbone «CO₂», ce dernier est traité en aval du V-302 dans l'unité d'élimination de CO₂ afin de réduire la teneur en dioxyde de carbone de 3,4 % par volume à 1,2 % par volume afin d'être conforme aux spécifications gaz.

L'unité d'élimination de CO₂ est conçue pour traiter 14 MMsm³/j de gaz, environ 10 MMsm³/j de gaz sont traités dans l'absorbeur de CO₂ T-501 alors qu'environ 4 MMsm³/j évitent l'unité sous le contrôle du taux de débit pour être ensuite recombinaés avec le gaz traité à la sortie du ballon KO aérien de l'absorbeur de CO₂ V-503. La teneur en CO₂ des flux combinés peut être observée sur l'analyseur de CO₂ AI-001 sur le DCS[17].

III. 6.6.2 Composants d'unité 500 et Fonctionnement de Chaque Composant :

- **Ballon KO de gaz d'alimentation, V-506:** Les liquides sont séparés dans le ballon KO de gaz d'alimentation V-506.
- **Séparateur à filtre du gaz d'alimentation, F-504:** Enlever des hydrocarbures liquides
- **Absorbeur de CO₂, T-501:** Enlever le CO₂ du gaz de l'alimentation par absorption dans amine.
- **Ballon KO aérien de l'absorbeur de CO₂, V-503:** Enlever toute amine portée partout avec le gaz de T-501.

- **Fractionneur d'amine, T-502:** Enlever CO₂ de l'amine par fractionation.
- **Refroidisseur aérien de fractionneur d'amine, AE-501:** Condenser des liquides porté partout dans le CO₂ de T-502.
- **Rebouilleurs de fractionneur d'amine, E-502 -1/2:** Fournir la chaleur à T-502.
- **Séparateur aérien de fractionneur d'amine V-501:** Faciliter la séparation du liquide du CO₂.
- **Pompes de reflux du fractionneur d'amine P-501A/B:** Contrôler la température du sommet de T-502 en pompant le liquide refroidi de V-501.
- **L'échangeur d'amine pauvre/riche, E-501:** Préchauffer le gaz de l'alimentation à T-502 par récupération de chaleur de produit inférieur de T-502.
- **Réservoir tampon d'amine pauvre, TK-501:** Le réservoir d'amine maigre pour le stockage et fournit aux pompes de l'amine maigres.
- **Filtre à particules, F-50:** Enlever solides porté dans l'amine.
- **Filtres à charbon, F-502A/B:** Enlever des impudicités dissoutes de l'amine.
- **Filtre de protection, F-503:** Enlever la poussière du carbone de l'amine. (de F-502A/B).
- **Pompes de charge d'amine pauvre, P-502A/B:** Augmenter la pression initiale de l'amine.
- **Refroidisseur d'alimentation en amine pauvre, AE-502:** Préréfrigérer l'amine avant de pomper à adsorber.
- **Pompes d'alimentation en amine pauvre, P-503A/B/C:** Pomper amine au haut pression.
- **Pompes de cicrulation d'eau, P-505A/B:** Fournir un reflux à V-503.
- **Pompe à eau d'appoint, P-506:** Remplacer de l'eau perdue dans le départ du gaz de l'alimentation V-503.
- **Ballon de détente d'amine riche, V-502:** Pour l'enlèvement initial de CO₂ de l'amine par réduction de la pression.
- **Système de vidange de l'amine:** Le système de pipes suivies pour collection d'amine s'écoulé.

- **Cuve de vidange de l'amine, V-504:** Recevoir tout l'amine du système de vidange de l'amine.
- **Pompe de cuve de vidange d'amine, P-504:** Pomper en arrière amine dans le système de l'amine.
- **Pompe à huile rebuté P-507:** Pomper tous hydrocarbures liquides de la cuve de vidange de l'amine au Réservoir d' huile rebuté.
- **Ensemble d'injection anti-mousse, PT-501:** Pomper anti mousse à T-501. Réduire écumer.
- **Ensemble d'oxydation thermique:** Incinérer sulfides et gaz de l'hydrocarbure démonté de l'amine[17].

III. 6.6.4. Fonction totale du Système d'unité 500 :

Dans l'unité d'élimination du CO₂, le gaz d'alimentation riche en CO₂ est filtré pour retirer le brouillard d'hydrocarbures liquides dans un coalesceur à filtre. Le gaz d'alimentation sans brouillard est ensuite acheminé au bas d'une colonne d'absorbeur (l'absorbeur de CO₂) où il monte par une série de plateaux à clapets face à un contre-courant d'amine pauvre.

L'amine pauvre absorbe le CO₂ du gaz d'alimentation. Le gaz d'alimentation adouci passe ensuite dans un ballon KO aérien V-503 dans lequel il descend par une série de quatre plateaux à clapet face à un contre-courant de circulation d'eau. La circulation d'eau élimine toute amine restant dans le gaz adouci puis est recyclée, sous contrôle du niveau, au sommet du ballon KO aérien.

L'eau provenant du ballon de séparation dans le flux de gaz adouci est remplacée à partir du circuit de distribution d'eau déminéralisée par la pompe à eau d'appoint P-506.

Le gaz adouci est acheminé vers les installations de déshydratation de vapeur via les refroidisseurs supplémentaires de séparateur de condensat AE-302.

L'amine, maintenant enrichi en CO₂ requiert une régénération avant réutilisation.

L'amine riche provenant du bas de l'absorbeur de CO₂ T-501, à une pression d'environ 70 barg passe dans le ballon de détente de l'amine riche, V-502, qui fonctionne à la pression de 7 barg. La pression tombe de 70 barg à 7 barg lorsque l'amine riche pénètre dans le ballon de détente, ce qui provoque la séparation de l'amine des hydrocarbures entraînés et d'une partie du CO₂.

Les hydrocarbures et le CO_2 séparés alimentent le réseau de gaz combustible. L'amine riche provenant de la base du ballon de séparation est chauffé par l'amine pauvre chaud provenant de la colonne de fractionnement de l'amine dans l'échangeur à plaques d'amine pauvre/riche, E-501, il est ensuite envoyé au fractionneur d'amine T-502. Dans le fractionneur d'amine, l'amine riche distribué sur le plateau d'alimentation n° 3 s'écoule vers le bas du fractionneur. Le CO_2 est extrait de l'amine par les vapeurs provenant des rebouilleurs et qui montent.

L'amine collectée sur un plateau de cheminée s'écoule dans les rebouilleurs d'amine. Les rebouilleurs sont des échangeurs de chaleur à foyer et tubes. L'amine chaude passe par le côté foyer de l'échangeur de chaleur. L'huile chaud circulant entre du côté tubes des rebouilleurs à une température de 198 °C et sort à une température de 148 °C. L'huile chaud provoque la vaporisation d'environ 10% de l'amine.

La vapeur revient sous le plateau de cheminée du fractionneur d'amine avec les liquides. La vapeur est séparée des liquides au bas de T-502 et monte vers le plateau de cheminée en passant par les plateaux de la colonne pour une séparation en plusieurs étapes du CO_2 et de l'amine.

Les vapeurs aériennes provenant du fractionneur amine sont refroidies dans l'échangeur à air AE-501. L'échangeur refroidi par air est une unité à ventilateur et ailettes qui comprend 8 ensembles échangeurs de chaleur, chaque ensemble comprenant deux ventilateurs de refroidissement par air. La moitié des ventilateurs sont à pas variable piloté pour commander la température de l'amine pauvre quittant le refroidisseur.

Le gaz acide s'écoulant du fractionneur est refroidi dans le refroidisseur aérien de fractionneur AE-501 avant de passer dans le séparateur aérien de fractionneur V-501. Le refroidissement du gaz permet à l'eau entraînée de se séparer dans la cuve. L'eau est renvoyée au fractionneur amine par les pompes de reflux du fractionneur, P-501A/B. L'eau a pour but le lavage de toute trace d'amine entraînée dans le flux de gaz acide. Le gaz acide quittant le fractionneur va vers l'ensemble d'oxydation thermique pour brûlage des gaz hydrocarbures et de toute trace de composants soufrés.

L'amine pauvre chaud provenant du fractionneur amine est refroidi dans l'échangeur d'amine pauvre/riche, E-501 puis transféré dans le réservoir tampon d'amine pauvre, TK-501. La pression est maintenue dans le réservoir tampon d'amine pauvre TK-

501 à environ 10 mbarg par le contrôle de plage de séparation entre la vanne de commande d'approvisionnement en azote de l'entrée PV-037A et la vanne de commande de surpression de réservoir PV-037B.

L'amine régénéré est pompé par les pompes de charge d'amine pauvre P502A/B.

L'amine pauvre provenant du refoulement des pompes de charge est refroidie dans le refroidisseur d'alimentation en amine pauvre AE-502 et passe d'environ 82 °C à 60 °C. L'échangeur refroidi par air est une unité à ventilateur et ailettes comprenant 8 ensembles échangeurs de chaleur. Chaque ensemble comporte deux ventilateurs de refroidissement par air. La moitié des ventilateurs sont à pas variable piloté pour commander la température de l'amine pauvre quittant le refroidisseur.

La température de l'amine pauvre doit être contrôlée entre 3 °C et 6 °C au dessus de la température du gaz d'alimentation entrant dans l'absorbeur de CO₂, T-501 pour éviter la condensation d'hydrocarbures dans l'absorbeur de CO₂. La présence d'hydrocarbures liquides est une cause principale de la production de mousse dans le réseau.

Une partie de l'amine pauvre est passée dans les filtres à particules, à charbon et de protection F-501, F-502 A et F-503. Une partie de l'amine pauvre provenant de la sortie du filtre à particules est passée dans le filtre à charbon actif pour éliminer les impuretés dissoutes. Le filtre de protection F-503 élimine toutes les particules solides provenant du filtre à charbon.

L'amine pauvre refroidi dans le refroidisseur d'alimentation à amine pauvre est pompé au sommet du l'absorbeur de CO₂, par les pompes d'alimentation en amine pauvre, P-503A/B. Les vannes de commande de circulation du débit minimum commandent le débit passant par les pompes d'alimentation. Le débit d'amine pauvre vers la colonne de l'absorbeur de CO₂ est commandé par FV-001 en fonction du débit de gaz d'alimentation mesuré à la sortie du ballon séparateur de gaz d'alimentation. Un débit minimum d'amine de 67,230 kg/h est cependant garanti via un arrêt sur débit minimal sur le DCS[17].

III. 6.6.5. Filtration et stockage de l'amine :

L'Amine chaud provenant du bas du régénérateur d'amine. T-502 est refroidi dans l'échangeur d'amine pauvre/riche E-501 à une température d'environ 76 °C puis transféré dans le réservoir tampon d'amine pauvre TK-501.

La filtration de la solution d'amine est requise pour éliminer les contaminants pouvant produire de la mousse et/ou une corrosion. Ces contaminants peuvent être divers composés tels que les hydrocarbures liquides, les produits chimiques de traitement des puits, les inhibiteurs de corrosion organiques, les agents tensioactifs, le sulfure de fer, la calamine, la saleté et autres.

Environ 10% à 15% de l'amine pauvre pompé vers les filtres à particules, à charbon et de protection F-501, F-502A/B et F-503. L'amine pauvre provenant de la sortie du filtre à particules passe par le filtre à charbon F-502B pour retirer les impuretés dissoutes. Le filtre de protection F-503 élimine toutes les particules solides provenant du filtre à charbon F-502B, Chaque filtre comprend des indicateurs de pression différentielle pour indiquer l'état des éléments filtrants.

Le produit chimique anti-mousse est injecté dans l'amine pour supprimer la formation de mousse dans l'absorbeur de CO₂ T-501 et dans le régénérateur d'amine T-502 [10].

III. 6.6.6.Ensemble d'injection anti-mousse :

Le produit chimique anti-mousse est injecté périodiquement en fonction de la formation de mousse dans l'absorbeur de CO₂ T-501 et dans le régénérateur d'amine T-502. Une concentration d'environ 2 à 20 ppm de produit chimique anti-mousse est suffisante pour contrôler la formation de mousse dans l'absorbeur de CO₂ T-501 et dans le régénérateur d'amine T-502.

L'injection d'anti-mousse se fait dans l'amine circulant au deux points suivants :

- Conduite d'aspiration d'amine pauvre des pompes d'alimentation en amine pauvre P-503 A/B/C.
- Canalisation d'amine riche quittant l'échangeur d'amine pauvre/riche E-501.

Simultanément à ces deux points.

La cuve de stockage de l'anti-mousse V-508 est remplie à partir de ballons à l'aide d'une pompe à ballon portable. Une disposition est prévue pour ajouter de l'eau déminéralisée à l'anti-mousse concentré. Le produit chimique anti-mousse est pompé par la pompe doseuse anti-mousse P-508 aux points d'injection anti-mousse[10].

III. 6.6.7. Ensemble d'oxydation thermique :

Le gaz acide quittant le séparateur aérien du régénérateur d'amine V-501 est envoyé à l'ensemble d'oxydation thermique PT-502 où les gaz sulfures et hydrocarbures extraits de l'amine sont incinérés.

La destruction efficace des gaz de rejet, tout en minimisant la production de NO_x se fait à une température d'oxydation thermique contrôlée de 871 °C. En association avec un temps de résidence minimum d'environ 0,8 secondes, l'appareil d'oxydation thermique H-501 fonctionne avec un excédent d'air pour garantir une destruction quasiment totale des composants combustibles contenus dans le flux de gaz acide.

Les gaz acides provenant du séparateur aérien du régénérateur d'amine V-501 sont apportés à l'appareil d'oxydation thermique. Les brûleurs garantissent une combustion complète des gaz hydrocarbures en produisant une température d'environ 870 °C. Le débit de gaz vers les brûleurs est commandé par le contrôleur de température TC-100 qui réinitialise la vanne de commande de la température TV-100 pour faire varier le gaz allant aux brûleurs et pour maintenir la température requise en variant les débits[10].

IV.1. Introduction :

L'objectif de ce chapitre est donner les résultats déterminées par la simulation d'unité d'élimination du dioxyde de carbone contenu dans le gaz naturel à différentes concentrations (2,6% - 3,4%) par le solvant chimique monoéthanolamine «MEA».

La simulation peut être définie comme l'utilisation d'un modèle mathématique pour générer une description du comportement d'un système physique (procédé).

L'avantage majeur de la simulation 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 [18].

IV.2. Présentation du logiciel de simulation HYSYS :

HYSYS n'est pas le logiciel de simulation le plus flexible, ni le plus utilisé dans l'industrie, mais il a l'avantage d'être convivial et facile à utiliser une fois que les éléments de base sont compris. HYSYS a été développé pour l'industrie du pétrole, bien qu'il soit utilisé pour d'autres types de procédés chimiques. Les simulations sont accomplies en utilisant les outils des menus. En plus, il dispose d'une interface graphique pour la construction des diagrammes du procédé (*PDF – Process Flow Diagrams*). On présente ici les étapes nécessaires pour une simulation [18].

IV.2.1. Définition de HYSYS :

Le Simulateur HYSYS est un ensemble des modèles mathématiques des opérations unitaires (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.

Le HYSYS peut être utilisé pour :

- Engineering.
- Établissement des bilans de 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.

Pour l'utilisation du HYSYS l'utilisateur doit :

- Choisir un modèle thermodynamique et les constituants.
- Établir le schéma de procédés PFD.
- Spécifier les paramètres nécessaires de chaque opération.
- Il peut aussi dimensionner des équipements.

Le HYSYS résout le schéma du procédé, les résultats sont des bilans de matières et d'énergie [19].

IV.2.2. Le choix du modèle thermodynamique :

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

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

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

IV.3. Simulation du procédé de décarbonatation :

Pour Simuler le Processus de Décarbonatation, une étude comparative se fait entre :

- Résultats donnée par le Simulateur HYSYS.
- Conditions opératoires actuelles [18].

IV.4. Les étapes de simulation :

IV.4.1. Le choix de model thermodynamique : amine.

IV.4.2. Le choix du la composition du gaz naturel :

Le tableau IV.1 donne la composition du gaz d'alimentation.

Tableau IV.1 : Composition du Gaz d'alimentation

<i>Composition du gaz</i>	<i>Fraction molaire</i>
Nitrogène	0,0323
CO₂	0,0341
Méthane	0,8223
Ethane	0,0766
Propane	0,0208
i-Butane	0,039
n-Butane	0,048
i-Pentane	0,016
n-Pentane	0,016
n-Hexane	0,019
H₂S	0,000

IV.4.3. Les conditions d'opérateurs :

Les conditions opératoires sont présentées dans le tableau IV.2.

Tableau IV.2: Paramètres opératoires.

	<i>Gaz riche</i>	<i>MEA Pauvre</i>
Température (°C)	39,6	40,3
Pression (Bar)	42,2	71
Débit (kg/h)	20000	67000
Concentration (%)	0	10,5 à 14,5

IV.4. 4. Création de la configuration du procédé de décarbonatation :

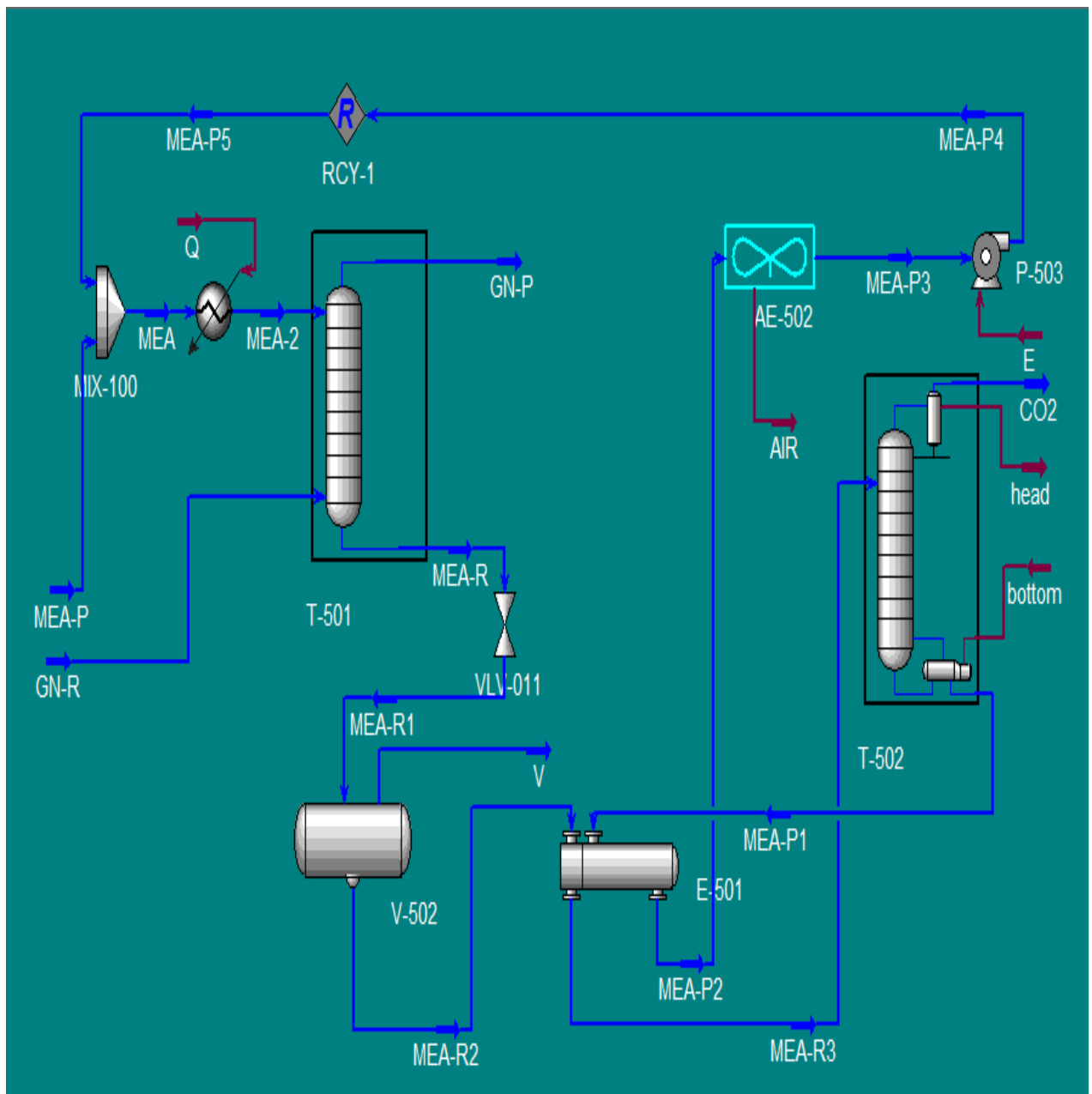


Figure IV.1 : configuration du procédé de décarbonatation.

✓ **Légende :**

T-501 : absorbeur.

VLV-011 : valve de détente.

V- 502 : ballon de détente des hydrocarbures.

E-501 : échangeurs à MEA.

532-C : refroidisseur de MEA.

P-503 : pompe de solution MEA.

T-502 : colonne de régénération.

RCY-1 : recycleur.

GN-R : gaz naturel riche en CO₂.

GN-P : gaz naturel pauvre en CO₂.

MEA-P : monoéthanolamine pauvre.

MEA-R : monoéthanolamine riche.

La simulation de processus de décarbonatation est basée sur le nombre des plateaux de deux équipements :

- Absorbeur : 25.
- Régénérateur : 25.

IV.5. Présentation des résultats de simulation :

✓ **Pour une teneur en CO₂ dans le gaz d'alimentation égale à 3.4%:**

Tableau IV.3 : Résultats de simulation pour une concentration de CO₂ dans le gaz d'alimentation égale à 3.4%.

Concentration de MEA (fraction massique)	Teneur de CO₂ dans le Gaz (fraction molaire)	CO₂ Éliminé (fraction molaire)
10,5%	0,0198	0,0148
11,5%	0,0176	0,0164
12,5%	0,0159	0,0181
13,5%	0,0142	0,0198
14,5%	0,0124	0,0216

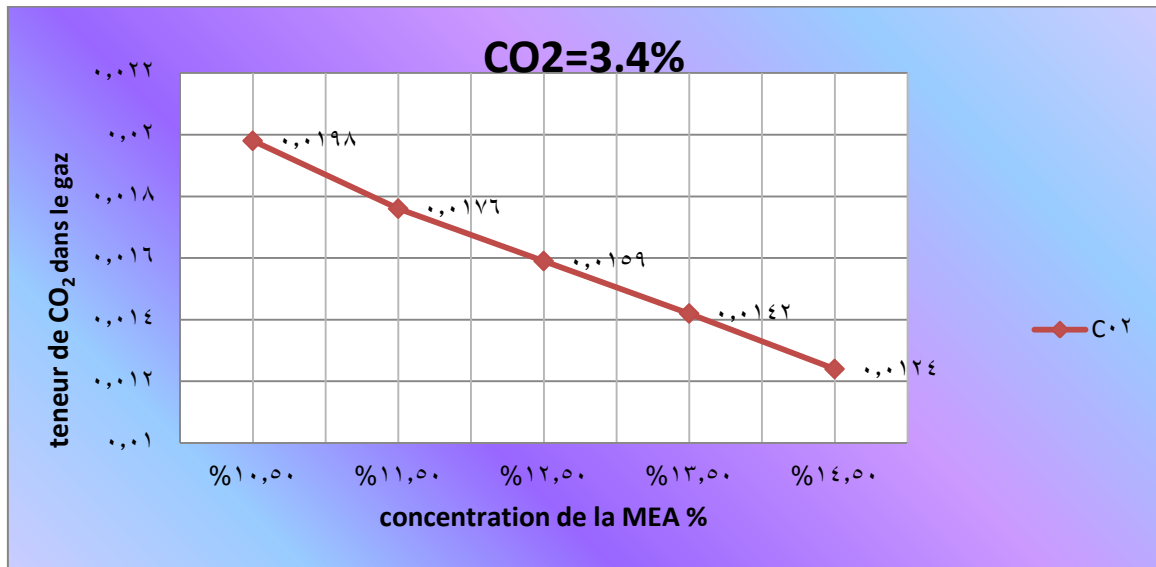


Figure IV.2 : Teneur en CO₂ dans le gaz en fonction de la concentration du MEA.

(Pour une teneur en CO₂ dans le gaz d'alimentation égale à 3,4%).

La figure IV.2 présente la variation de la fraction molaire de CO₂ dans le gaz en fonction de différentes concentrations (fraction massique) du solvant MEA (mélange eau + amine) pour un gaz d'alimentation contient un teneur en CO₂ égale à 3,4%.

D'après la figure on constate que l'allure du profil des fractions molaires du CO₂ est linéaire donc la fraction molaire de CO₂ dans le gaz naturel décroît rapidement avec l'augmentation de la fraction massique de solvant MEA dans le mélange (eau + amine).

L'analyse détaillée de cette figure montre que la concentration nécessaire de la MEA pour baisser les teneurs de CO₂ à 1,2% est environ 14,5%.

✓ **Pour une teneur en CO₂ dans le gaz d'alimentation égale à 3,2%:**

✓ **Tableau IV.4 :** Résultats de simulation pour une concentration de CO₂ dans le gaz d'alimentation égale à 3,2%

Concentration de MEA (fraction massique)	Teneur de CO₂ dans le Gaz (fraction molaire)	CO₂ Éliminé (fraction molaire)
10,5%	0,0180	0,0140
11,5%	0,0165	0,0155
12,5%	0,0150	0,0170
13,5%	0,0133	0,0187
14,5%	0,0120	0,0200

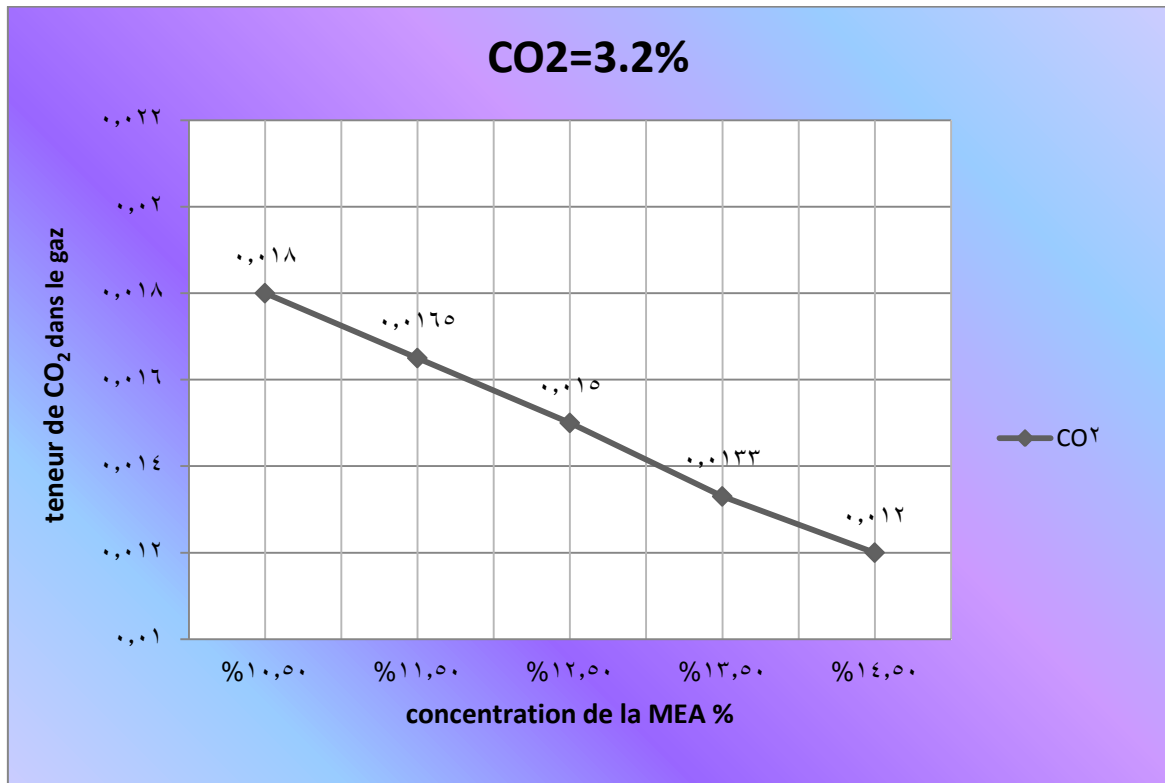


Figure IV.3 : Teneur en CO₂ dans le gaz en fonction de la concentration du MEA.

(Pour une teneur en CO₂ dans le gaz d'alimentation égale à 3,2%).

La figure IV. 3 présente la variation de la fraction molaire de CO₂ dans le gaz en fonction de différentes concentrations (fraction massique) du solvant MEA (mélange eau + amine) pour un gaz d'alimentation contient un teneur en CO₂ égale à 3,2%.

D'après la figure on constate que l'allure du profil des fractions molaires du CO₂ est linéaire donc la fraction molaire de CO₂ dans le gaz naturel décroît rapidement avec l'augmentation de la fraction massique de solvant MEA dans le mélange (eau + amine).

L'analyse détaillée de cette figure montre que la concentration nécessaire de la MEA pour baisser les teneurs de CO₂ à 1,2% est environ 14,5%.

✓ **Pour une teneur en CO₂ dans le gaz d'alimentation égale à 3%:**

Tableau IV.5 : Résultats de simulation pour une concentration de CO₂ dans le gaz d'alimentation égale à 3 %.

Concentration MEA (fraction massique)	Teneur de CO₂ dans le Gaz (fraction molaire)	CO₂ Éliminé (fraction molaire)
10,5%	0,0169	0,0131
11,5%	0,0155	0,0145
12,5%	0,0141	0,0159
13,5%	0,0125	0,0175

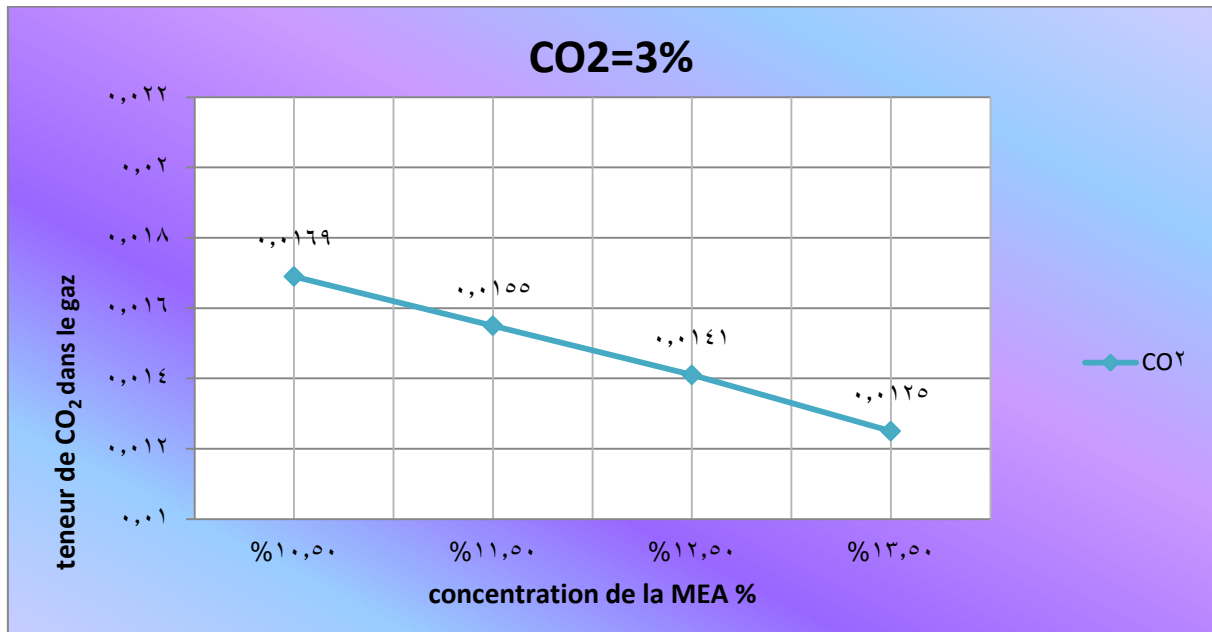


Figure IV.4 : Teneur en CO₂ dans le gaz en fonction de la concentration du MEA.

(Pour une teneur en CO₂ dans le gaz d'alimentation égale à 3%).

La figure IV.2 présente la variation de la fraction molaire de CO₂ dans le gaz en fonction de différentes concentrations (fraction massique) du solvant MEA (mélange eau + amine) pour un gaz d'alimentation contient un teneur en CO₂ égale à 3%.

D'après la figure on constate que l'allure du profil des fractions molaires du CO₂ est linéaire donc la fraction molaire de CO₂ dans le gaz naturel décroît rapidement avec l'augmentation de la fraction massique de solvant MEA dans le mélange (eau + amine).

L'analyse détaillée de cette figure montre que la concentration nécessaire de la MEA pour baisser les teneurs de CO₂ à 1,2% est environ 13,5%.

✓ **Pour une teneur en CO₂ dans le gaz d'alimentation égale à 2,8%:**

Tableau IV.6 : Résultats de simulation pour une concentration de CO₂ dans le gaz d'alimentation égale à 2,8 %.

Concentration MEA (fraction massique)	Teneur de CO₂ dans le Gaz (fraction molaire)	CO₂ Éliminé (fraction molaire)
10,5%	0,0158	0,0122
11,5%	0,0145	0,0135
12,5%	0,0137	0,0149
13,5%	0,0119	0,0161

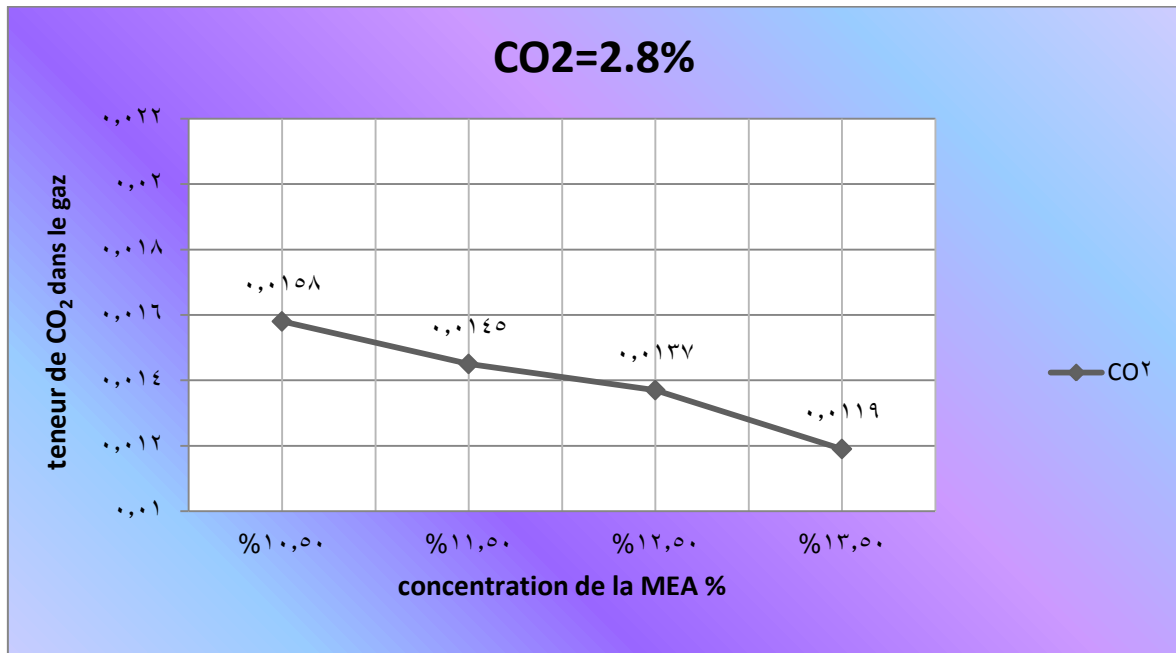


Figure IV.5 : Teneur en CO₂ dans le gaz en fonction de la concentration du MEA.

(Pour une teneur en CO₂ dans le gaz d'alimentation égale à 2,8%).

La figure IV.2 présente la variation de la fraction molaire de CO₂ dans le gaz en fonction de différentes concentrations (fraction massique) du solvant MEA (mélange eau + amine) pour un gaz d'alimentation contient un teneur en CO₂ égale à 2,8%.

D'après la figure on constate que l'allure du profil des fractions molaires du CO₂ est linéaire donc la fraction molaire de CO₂ dans le gaz naturel décroît rapidement avec l'augmentation de la fraction massique de solvant MEA dans le mélange (eau + amine).

L'analyse détaillée de cette figure montre que la concentration nécessaire de la MEA pour baisser les teneurs de CO₂ à 1,2% est environ 13,5%.

✓ **Pour une teneur en CO₂ dans le gaz d'alimentation égale à 2,6%:**

Tableau IV.7 : Résultats de simulation pour une concentration de CO₂ dans le gaz d'alimentation égale à 2,6 %.

Concentration MEA (fraction massique)	Teneur de CO₂ dans le Gaz (fraction molaire)	CO₂ Éliminé (fraction molaire)
10,5%	0,0146	0,0114
11,5%	0,0134	0,0126
12,5%	0,0121	0,0139

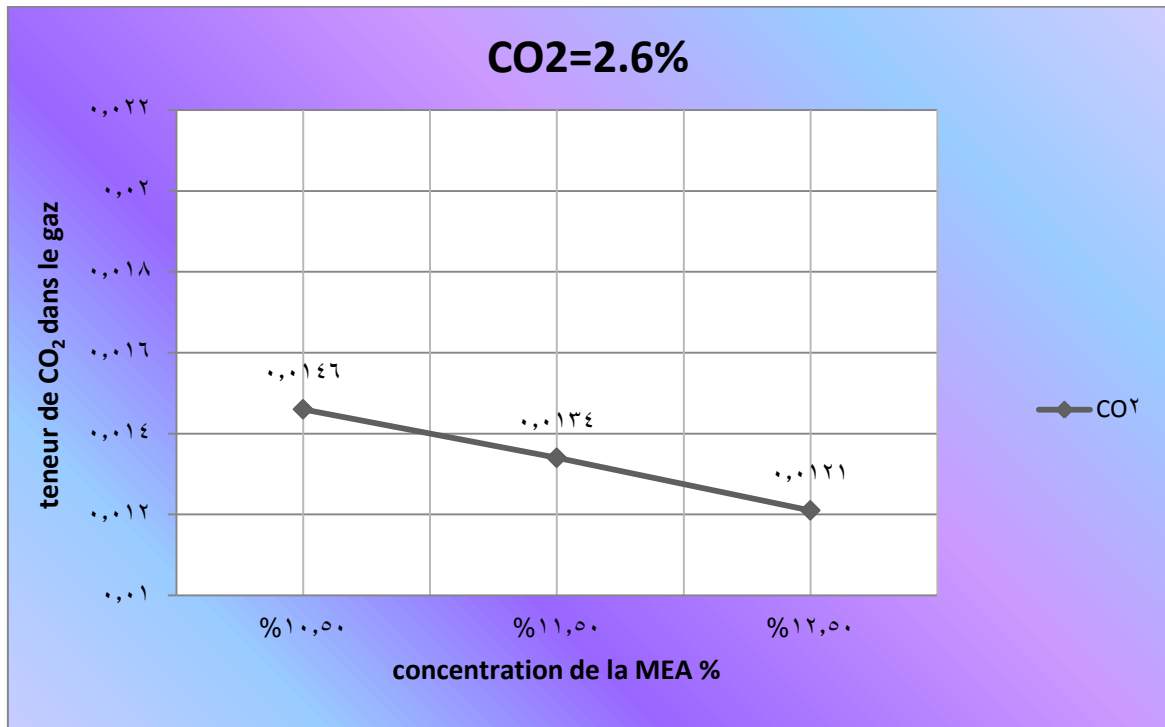


Figure IV.6 : Teneur en CO₂ dans le gaz en fonction de la concentration du MEA.

(Pour une teneur en CO₂ dans le gaz d'alimentation égale à 2,6%).

La figure IV.2 présente la variation de la fraction molaire de CO₂ dans le gaz en fonction de différentes concentrations (fraction massique) du solvant MEA (mélange eau + amine) pour un gaz d'alimentation contient un teneur en CO₂ égale à 2,6%.

D'après la figure on constate que l'allure du profil des fractions molaires du CO₂ est linéaire donc la fraction molaire de CO₂ dans le gaz naturel décroît rapidement avec l'augmentation de la fraction massique de solvant MEA dans le mélange (eau + amine).

L'analyse détaillée de cette figure montre que la concentration nécessaire de la MEA pour baisser les teneurs de CO₂ à 1,2% est environ 12,5%.

Conclusion générale

L'étude présentée dans ce mémoire constitue une contribution aux recherches consacrées à la décarbonatation du gaz naturel. La complexité du procédé et les difficultés techniques des études expérimentales sur des configurations réelles, dans le domaine du raffinage et pétrochimie, met en évidence l'intérêt d'une approche de simulation. C'est dans ce contexte que s'inscrit cette étude.

L'objectif initial de ce travail était l'étude descriptive du procédé de décarbonatation par absorption chimique à l'aide du monoéthanolamine «MEA»; ainsi que l'objectif finale est de trouver la quantité optimale du solvant MEA pour réduire le teneur du dioxyde de carbone «CO₂» à 1.2%. Afin de réaliser ces objectifs on a suivie deux étapes:

Premièrement nous avons effectués un stage pratique au sein d'une unité de décarbonatation du gaz naturel au niveau du champ gazière Ohanet (SONATRACH-BHP); des descriptions détaillées de fonctionnement de cette unité, ont été présentées dans le chapitre trois.

Deuxièmement, à l'aide de simulation par programme HYSYS, on essayer de déterminer la concentration optimale du MEA pour baisser le teneur de CO₂ à 1,2% dans le gaz purifié sachant que leurs concentrations initiales dans le gaz naturel du champ Ohanet varier de 2.6% à 3.4%. les résultats obtenues sont présentées sous forme des courbes avec des interprétations claires et détaillées dans le quatrième chapitre.

D'après ces résultats on déduit que :

- Pour des teneurs de CO₂ dans le gaz d'alimentation varies entre 3,2% à 3,4%, on nécessite une concentration du MEA environ 14,5% .
- Pour des teneurs de CO₂ dans le gaz d'alimentation varies entre 2,8% à 3% , on nécessite une concentration du MEA environ 13,5% .
- Pour des teneurs de CO₂ dans le gaz d'alimentation varies entre 2,6% , on nécessite une concentration du MEA environ 12,5% .

Finalement, on peut dire que la concentration optimale du MEA pour réduire les teneurs du dioxyde de carbone dans le gaz naturel du champs Ohanet variés entre 12,5% à 14,5% .

Annexes

Annex n°1

Unité 300

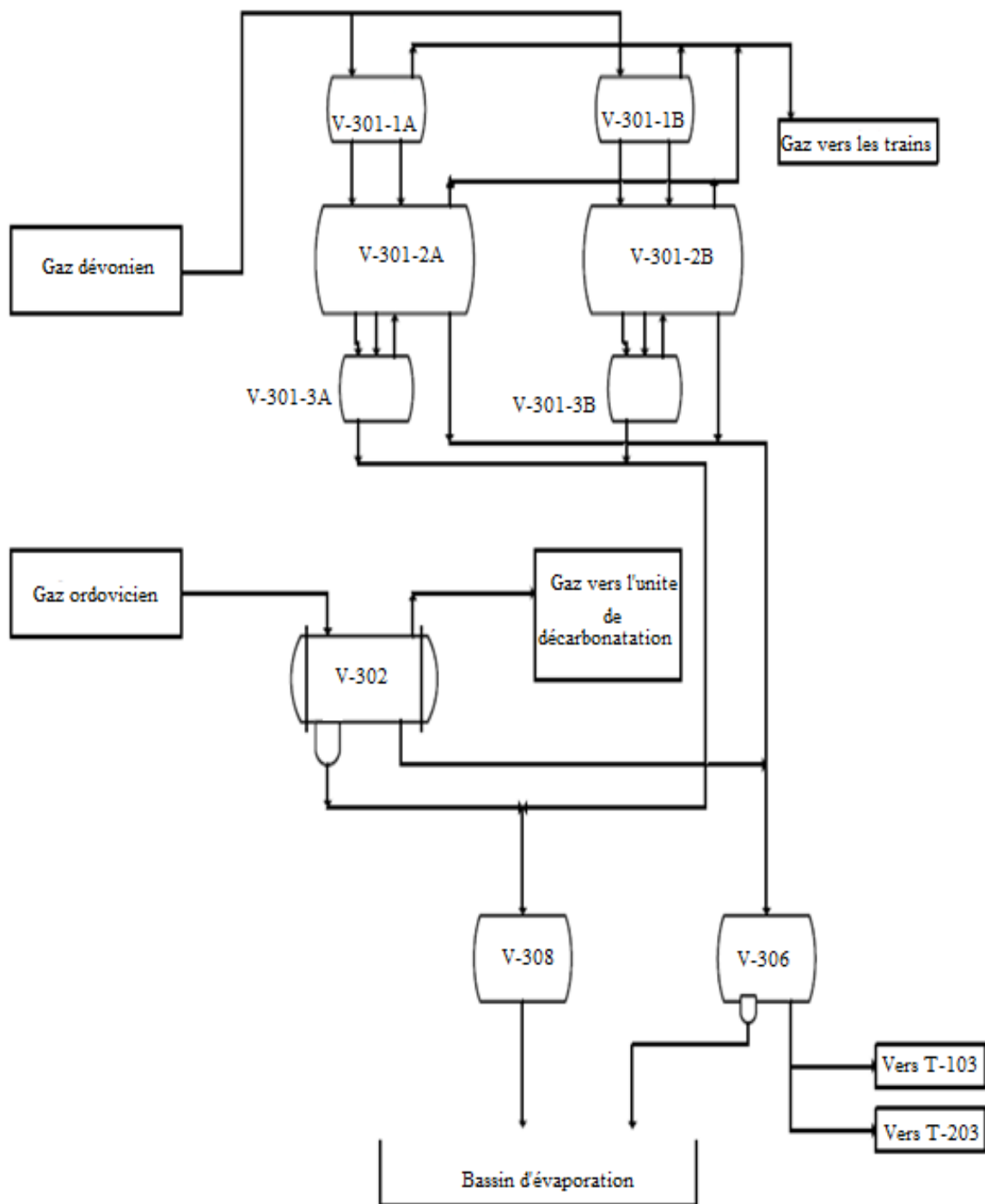


Figure III.3. Système d'entrée unité U300 [17].

Annex n°2

Unite:100/200/600

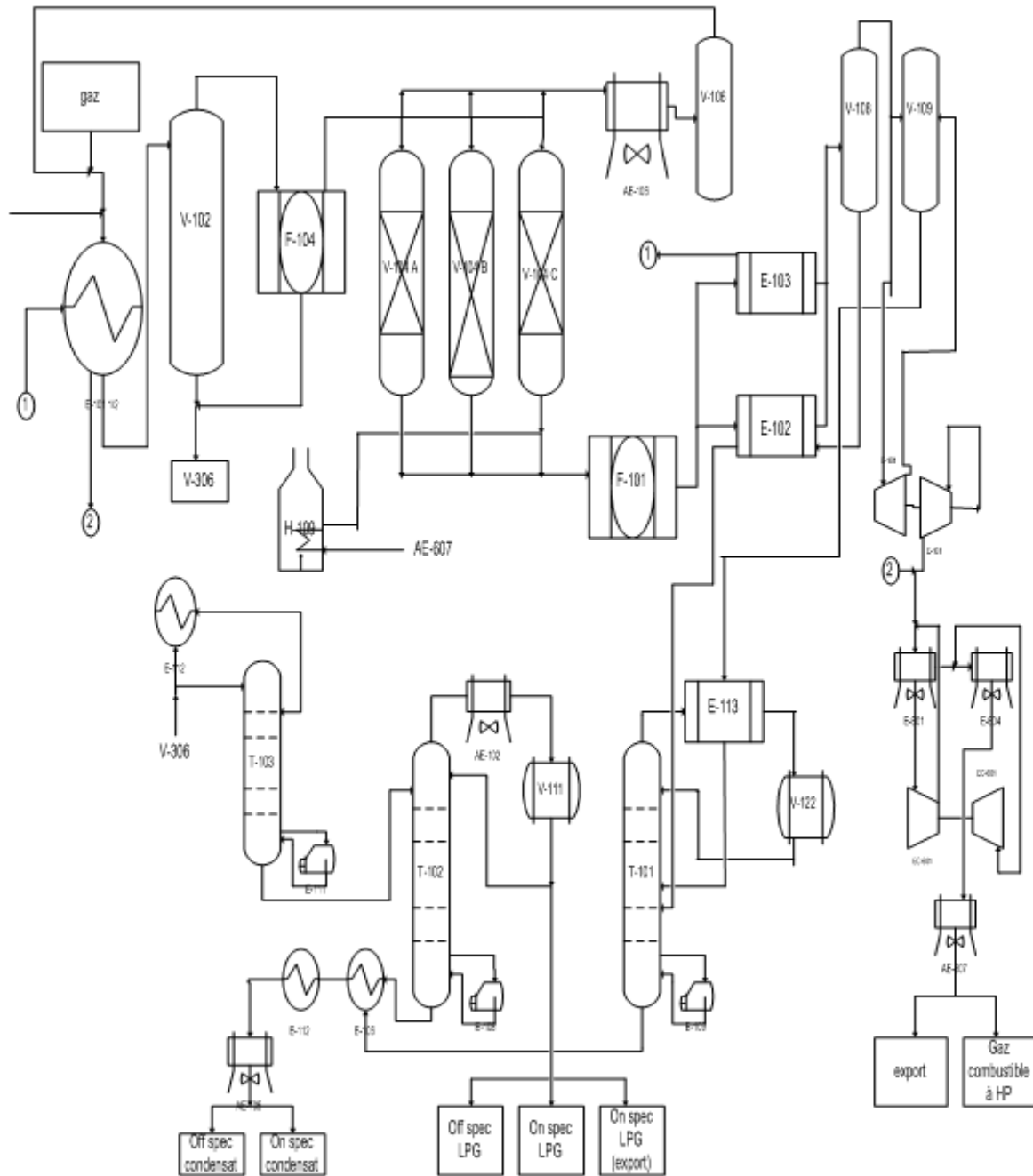


Figure III.4. Unité de traitement et Recompression du gaz [17].

Annex n°3

Unité :500

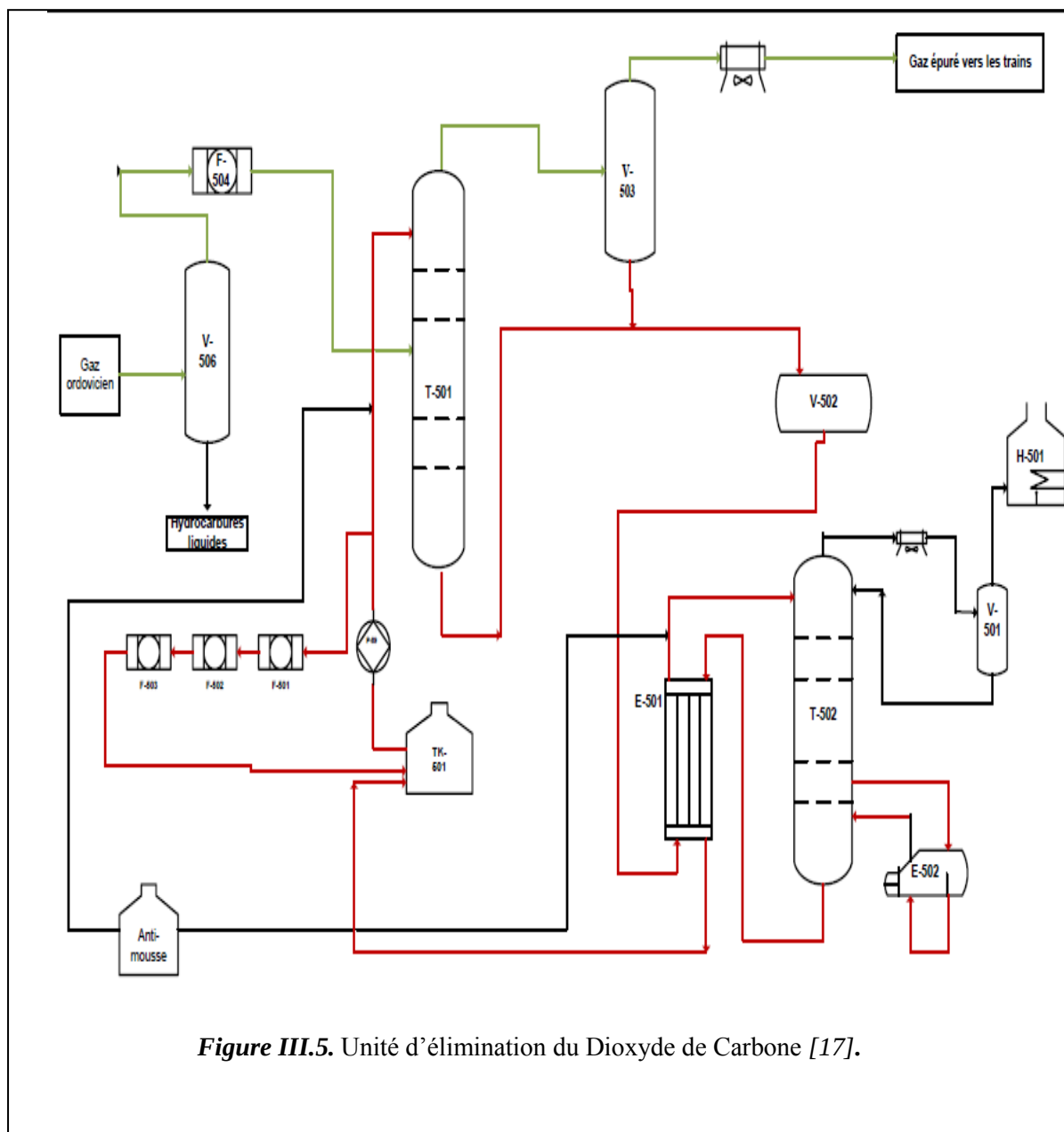


Figure III.5. Unité d'élimination du Dioxyde de Carbone [17].

Bibliographie

- [1]: PIERRE WHUITIER . Raffinage et génie chimique.Edition de l'institut français du pétrole. ISBN 2-7108-0198-1.
- [2]:PIERRE LEPRINCE . Le raffinage du pétrole 3 PROCEDES DE TRANSFORMATION, Institut français du pétrole, Edition technip Paris1998. ISBN 2-7108-0730-0.
- [3]: A.ROJET . Le gaz naturel production traitement et transport. Edition TECHNIP « PARIS » -1997,page 253-299
- [4]: Gas purification. Arthur Kohl, Richard Nielsen. Edition Gulf publishing Company Houston, Texas1997, ISBN 0-88415-220-0.
- [5] : Revue trimestriel de Sonatrach. Revue .Décembre 2007.
- [6]: COPIGNEAUX. Distillation , Absorption colonnes garnies, TECHNIQUES DE L'INGENIEUR, traité génie des procédés.
- [7] : S. BUCH , L'organe d'operating conjoint relatif au développement d'ohanet, Algérie SONATRACH-BHP BILLITON : 11/03/2009, page 124-137.
- [8]: COPIGNEAUX . Distillation. Absorption colonnes garnies ,Techniques de l'ingénieur, traité génie des procédés.
- [9] : Absorption avec réaction chimique. Techniques de l'ingénieur
- [10]: INERIS DRA- PREV . Décembre 2004 , 46059/tox_proc_colonnes à garnissage.doc.
- [11]: CHRISTINE ROIZARD, GABRIEL WILD ET JEAN-CLAUDE CHARPENTIER. Absorption avec réaction chimique. Techniques de l'ingénieur, traité génie des procédés.
- [12]: All Rights Reserved. Gas Sweetening. AEA Technology, Edition All Rights Reserved Nat Gas1998 ,11.pdf
- [13]: JOHN POLASEK. Selecting Amines for Sweetening Units,Bryan Research & Engineering, Department of Chemical Engineering, Texas A&M University, College Station, Texas.
- [14]: P.LEPRINCE . Procédés de transformation. Edition TECHNIP -1998.
- [15] : FORMATION D'INGENIEUR : module 26- décarbonatation.
- [16] : P.WUITHIER . raffinage et génie chimique TOME-1-2, Edition TECHNIP - 1972.
- [17] : S. BUCH , développement d'ohanet section 3-process2,CPF 2004, page 27à45
- [18]: Hysys Process Documentation, Hyprotech, Ing, AEA Groupe, Calgary, 2000 (CD.ROM).

Résumé

Le procédé de décarbonatation est très important dans le traitement du gaz naturel ; puisque la présence du CO_2 dans le gaz naturel provoque plusieurs problèmes tels que la corrosion des équipements , ainsi que le CO_2 se comporte comme diluant, réduisant la valeur énergétique du gaz tout en augmentant le coût de transport.

Dans ce cadre et afin de contribuer à l'étude et la compréhension du procédé de décarbonatation du gaz naturel, nous avons effectué un stage pratique au sein d'une unité de décarbonatation par le MEA au niveau du champ Ohanet.

On utilise le simulateur HYSYS pour trouver la concentration optimale du MEA pour baisser la teneur de CO_2 à environ 1,2% dans le gaz purifié ; sachant que leurs concentrations initiales dans le champ Ohanet varient de 2,6% à 3,4%.

Finalement on peut dire que pour des teneurs de CO_2 dans le gaz d'alimentation varient entre 2,6% à 3,4% , on nécessite une concentration du MEA environ 12,5% à 14,5%.

Mots-clés : gaz naturel, MEA, CO_2 , absorption chimique, champ Ohanet.

ملخص:

نزع ثاني أكسيد الكربون مهم جدا معالجة الغاز الطبيعي لأن وجوده يسبب عدة مشاكل منها تآكل التجهيزات, ومن جهة أخرى ثاني أكسيد الكربون له خاصية التمدد التي تخفض من القيمة الطاقوية للغاز وبالتالي يؤدي الى ارتفاع تكلفة النقل.

في هذا الإطار ومن أجل المساهمة في دراسة نزع ثاني أكسيد الكربون قمنا بتربص عملي في وحدة نزع ثاني أكسيد الكربون بواسطة MEA على مستوى حقل أو هانت.

استعمل برنامج المحاكات HYSYS لإيجاد التركيز الأمثل لـ MEA حتى نخفض من قيمة CO_2 الى حوالي 1,2% في الغاز المنقى علما ان نسبة CO_2 في حقل أو هانت يتراوح بين 2,6% و 3,4% .

واخيرا نستطيع القول انه عند نسبة CO_2 2,6% الى 3,4% فاننا بحاجة الى تركيز MEA يقدر بحوالي 12,5% الى 14,5%.

الكلمات المفتاحية: غاز طبيعي, مونو إيثانول الأمين, ثاني أكسيد الكربون, إمتصاص الكيميائي, حقل أو هانت.