



وزارة البحث العلمي والتعليم العالي  
MINISTRE DE L'ENSEIGNEMENT SUPEREUR ET DE  
LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE  
جامعة عبد الحميد بن باديس مستغانم  
Université Abdelhamid Ibn Badis Mostaganem  
كلية العلوم والتكنولوجيا  
Faculté des Sciences et de la Technologie  
DEPARTEMENT DE GENIE DES PROCEDES



## MEMOIRE DE MASTER

FILIERE : GENIE DES PROCEDES

SPECIALITE : INDUSTRIE PETROCHIMIQUE

THEME :

**ETUDE DE LA COLONNE D'ADSORPTION DE GAZ NATUREL  
AUGMENTATION DE LA CHARGE 45% DE MDEA.**

Soutenu le : 13/07/2021

Présenté Par : ABBES BAKHTA

ABBASSA ABDELKADER

devant le jury composé de :

Président :	R.D. MEROUANI	Pr	Université de Mostaganem
Examineur :	BELLOUL	MCA	Université de Mostaganem
Examinatrice :	S.MELLOUK	MCA	Université de Mostaganem
Examinatrice:	A.MEZOUAGH	MCB	Université de Mostaganem
Rapporteur :	I.S. ABDELLI	MCA	Université de Mostaganem

Année Universitaire : 2020/2021

## *Dédicaces*

*Je dédie ce modeste travail :*

*Aux êtres les plus chers de ma vie, ma mère et mon père,  
aucune dédicace ne saurait exprimer tout l'amour et  
l'admiration que j'éprouve pour vous.*

*Acceptez ce modeste Travail en reconnaissance des sacrifices  
et du soutien que vous m'avez toujours apportés au cours  
de mes études.*

## Remerciements

*Toute la gratitude et le remerciement , Dieu tout puissant, le créateur qui m'a donné la volonté et le courage d'achever ce travail dans des bonnes conditions.*

*Nous adressons nos vifs à nos encadreur Mme ABDELLI SAFIA , pour sa patience , sa compréhension , ses remarques qui ont été précieuse et son soutien dans des moment très difficiles .*

*Nous remercions également les membre jury Ms MEROUANI DJILALI et les examinateurs Mme MLOUK , Mme MEZOUGH et M. BELLOUL qui nous font l'honneur de juger notre travail .*

*Nous adressons nos vifs à nos ingénieure Ms Youssef, pour sa patience , sa compréhension , ses remarques qui ont été précieuse et son soutien dans des moment très difficiles .*

*Je remercie également toutes les personnes ayant participé d'une façon ou d'une autre, de loin ou de près à achever ce modeste mémoire.*

## *Résumé*

L'Algérie étant un pays dont la rente principale repose sur l'industrie pétrolière et gazière, il est toujours doté des techniques de raffinage et de pétrochimie.

Le gaz naturel est un mélange d'hydrocarbure léger, se compose de méthane, éthane, propane, butane et de pentane et d'autres composés tels que le (H<sub>2</sub>S, CO<sub>2</sub>) et autres contaminant (H<sub>2</sub>O, Mercaptan), La présence du gaz carbonique (CO<sub>2</sub>) 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<sub>2</sub>" dans les zones de liquéfaction du gaz naturel fonctionnant à des températures très basses ce qui nécessite la décarbonatation du gaz. Ainsi que le CO<sub>2</sub> se comporte comme diluant, réduisant la valeur énergétique du gaz tout en augmentant le coût de transport.

Pour remédier à ce problème de CO<sub>2</sub>, il est indispensable de réduire sa teneur dans le gaz naturel durant l'exploitation par un mode de traitement approprié.

Dans ce travail, le procédé de décarbonatation par absorption est le mode de traitement choisi, en utilisant le mélange de méthyldiéthanolamine et diéthanolamine (MDEA+DEA) comme solvant d'extraction de dioxyde de carbone.

**Mots-clés :** gaz naturel, MDEA, CO<sub>2</sub> , absorption chimique,.

## Table des Matières

Résumé الملخص	
Liste des abréviations	
Liste des tableaux	
Listes des figures Résumé	
Introduction Général	01
<b>CHAPITRE I :GAZ NATUREL</b>	<b>02</b>
I .1. Définition du gaz naturel	03
I .2. Composition du gaz naturel	03
I.3. Propriétés physico-chimiques du gaz nature	03
I .3.1. Pouvoir calorifique supérieur PCS	03
I .3.2.Pouvoir calorifique inferieur PCI	03
I.3.3. Densité	04
I. 4.Les types de gaz naturel	04
I.4.1.Gaz sec	04
I.4.2.Gaz humide	04
I.4.3.Gaz à condensat	04
I.4.4.Gaz associé	04
I.5.Traitement de gaz naturel	05
I.5.1.La démercurisation	05
I.5.2.La décarbonatation	05
I.5.3.La déshydrations	05
I.6. Le gaz naturel en Algérie	05
I.6.1- La production de gaz en Algérie	05
I.6.2. La consommation de gaz en Algérie	06
<b>Chapitre II:SECTION DE LA DECARBONATATION</b>	<b>07</b>
II.1. But et principe	08
II.2. Caractéristiques de la réaction chimique	08
II.3. Différents équipements de la section de décarbonations	08
II.4. Le dioxyde de carbone	09
II.5. Caractéristiques physico-chimiques du dioxyde de carbone CO2	10
II.6. Méthodes utilisées pour la décarbonatation du gaz naturel	11

II.6.1. Décarbonatation du gaz naturel par membrane	11
II.6. 2. Décarbonatation du gaz naturel par adsorption	12
II.7. Rappel théorique sur l'absorption	13
II.7. 1 Absorption physique	13
II.7. 2 Absorption chimique	13
II. 8. Types de solvant de décarbonatation	13
II.8. 1. Solvants physiques	14
II. 8. 2. Solvants chimiques	14
II.9. Caractéristiques principales de la Méthyl-diéthanolamine activée	18
II.10. Comparaison entre LA MEA et la MDEA	18
II.11.Régénération du solvant	19
<b>Chapitre III: l'absorption description et simulation de l'unité Décarbonatation</b>	21
III.1.Données de calcul	22
III.2. Calcul de masse molaire du GN	23
III.3.Calcul de volume molaire du GN	24
III.4. Calcul de la masse volumique du GN	24
III. 5. Bilan matière au niveau de l'absorbeur	25
III.5.1. Calcul du débit de MDEA	25
III.5.2. Débit volumique de la solution MDEA	26
III.6. Quantité de CO <sub>2</sub> absorbée	27
III.7. Bilan énergétique sur l'absorbeur	27
III.7.1. Détermination de la chaleur de la réaction	27
III.7.2. Détermination de la température de sortie de MDEA riche de l'absorbeur	27
III.8. Bilan thermique au niveau du régénération (F-501)	28
III.8.1. Chaleur de désorption	28
III.8.2. Chaleur sensible	28
III.8.3. Quantité de chaleur fournie au régénérateur	28
III.8.4. Quantité de chaleur perdue en tête du régénérateur	29
III.8.5.Quantité de vapeur en tête du régénérateur	30
III.9. Débit de MDEA en tête du régénérateur (F-501)	30
III.10. pertes de MDEA en tête du régénérateur (F-501)	30
III.11. pertes de MDEA en tête de l'absorbeur(F-502)	30
III.11.1. pertes par entrainement	31
III.11.2. pertes par vaporisation	31
III.12. Débit d'eau en tête du Ballon Séparateur de gaz acide (G-502)	32
III.13. Débit d'eau qui retourne à la colonne de régénération	33
III.14.Calcul Sur Les échangeurs De Le Section MDEA	34
III.14.1.L'échangeur MDEA Riche / MDEA Pauvre (E503 A /B)	34
III.14.2. Calcul de la température de sortie de la MDEA Pauvre de l'échangeur (E 503A/B)	35
III.16. Bilan thermique Sur Le Condenseur(E501)	35
III.17. Bilan thermique Sur Le Refroidisseur(E504)	35
Conclusion générale	37
Bibliographique	
Annexe	

## Liste des abréviations

**GN** : gaz naturel.  
**GNL** : gaz naturel liquéfié.  
**GPL** : gaz pétrolier liquéfié.  
**GNT** : gaz naturel traité.  
**GN-R** : gaz naturel riche en CO<sub>2</sub>,  
**GN-P** : gaz naturel pauvre en CO<sub>2</sub>  
**PCS** : le pouvoir calorifique supérieur.  
**PCI** : le pouvoir calorifique inférieur.  
**MM S m<sup>3</sup>/J** : millions standard mètre cube par jour,  
**Ppm** : partie par million.  
**Nm<sup>3</sup>** : mètre cube dans les conditions normales.  
**MDEA** : méthyl-diéthanolamine.  
**MDEA-P** : méthyl-diéthanolamine pauvre.  
**MDEA -R**: méthyl-diéthanolamine riche.  
**aMDEA** : MéthylDiEtanolAmine activée  
**MEA** : monoéthanolamine.  
**MEA-P** : monoéthanolamine pauvre,  
**MEA-R** : monoéthanolamine riche  
**DEA** : diéthanolamine.  
**TEA** : triéthanolamine.  
**TEG** : triéthylène-glycol

### Indice

**éb** : Ebullition  
**f** : Fusion  
**G** : gaz  
**L** : Liquide  
**V** : Vapeur  
**s<sub>se</sub>**: sortie, entrée  
**e** : Equivalent  
**GN** : gaz naturel  
**H<sub>2</sub>O** : l'eau  
**CO<sub>2</sub>** :dioxyde de carbone

## *Nomenclature*

### Notation des composés

<b>C1</b>	Méthane	<b>CH4</b>
<b>C2</b>	Ethane	<b>C2H6</b>
<b>C3</b>	Propane	<b>C3H8</b>
<b>COS</b>	Sulfure de Carbonyle	<b>COS</b>
<b>CS</b>	Sulfure de carbone	<b>CS</b>
<b>CS2</b>	Disulfure de carbone	<b>CS2</b>
<b>CO2</b>	Dioxyde de carbone	<b>CO2</b>
<b>DEA</b>	DiEthanolAmine	<b>C4H11NO2</b>
<b>DGA</b>	DiGlycolAmine	<b>C4H11NO2</b>
<b>DIPA</b>	DiIsoPropanolAmine	<b>C6H15NO2</b>
<b>He</b>	Hélium	<b>He</b>
<b>H2S</b>	Sulfure d'hydrogène	<b>H2S</b>
<b>i-C4</b>	Iso butane	<b>i-C4H10</b>
<b>i-C5</b>	Iso pentane	<b>I-C5H12</b>
<b>MDEA</b>	MéthylDiEtanolAmine	<b>C5H13NO2</b>
<b>MEA</b>	MonoEthanolAmine	<b>C2H7NO</b>
<b>n-C4</b>	Normale butane	<b>n-C4H10</b>
<b>n-C5</b>	n-pentane	<b>n-C5H12</b>
<b>n-C6</b>	n-Hexane+	<b>n-C6H14</b>
<b>NH3</b>	Ammoniac	<b>NH3</b>
<b>TEA</b>	Triéthanolamine	<b>C6H15NO3</b>

### Lettre grec

**d** : densité de la source. [**Kg/m<sup>3</sup>**]

**ρ** : masse volumique. [**Kg/m<sup>3</sup>**]

**Q**: quantité de chaleur. [**Kcal/(h)**]

**T<sub>e</sub>, T<sub>s</sub>** : Température d'entrée et de sortie [**°C**]

**t<sub>e</sub>, t<sub>s</sub>** : Température d'entrée et de sortie [**°C**]

## ***Liste des tableaux***

Tableau II.1 : Les propriétés physique et thermodynamique de CO <sub>2</sub> .....	10
Tableau II.3 : Comparaison récapitulative entre MEA et aMDEA .....	19
Tableau III.1 : Composition de gaz naturel .....	22
Tableau III.2 Propriétés de constituants de gaz naturel.....	23
Tableau III.3: Calcul du GN.....	24
Tableau.III. 4 : débit de circulation de MDEA .....	26
Tableau III.6: résultat de quantités de chaleur.....	29
Tableau III.7 : pertes de la solution MDEA .....	31
Tableau III.8 : calcul pour différent équipements .....	36

## ***Liste des figures***

Figure I.1: les différents types de source géologique du gaz naturel .....	4
Figure II.1: Le dioxyde de carbone .....	10
Figure II.2: différentes méthodes pour la capture du dioxyde de carbone .....	11
Figure II.3: séparation par membrane. Schéma de principe.....	12
FigureII.4: Procède de purification par adsorption.....	14
FigureII.5: Structure moléculaire des différents alcanolamine .....	15
Figure II.6: :Régénérateur F-501 .....	20
Figure II.7: <i>.Schéma simplifié d'un procédé d'absorption/désorption destiné au traitement de gaz en utilisant une solution aqueuse d'Alcanolamine.</i> .....	20

# **INTRODUCTION GÉNÉRAL**

# 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.

L'énergie gazière occupe une place très importante dans le marché mondiale grâce à ces propriétés énergétique et écologique. Le gaz naturel est considéré comme une source d'énergie qui joue un rôle très important dans l'industrie moderne.

La liquéfaction du GN est un procédé de base qui a pour objectif de transporter le maximum de GNL vers l'étranger en diminuant son volume d'environ 600 fois et ainsi faciliter son transport. Cette opération nécessite le refroidissement du gaz naturel à des températures très basses, aux alentours de (-162°C). Pour réaliser cet abaissement de température, le gaz est soumis à un traitement préalable qui sert à éliminer les impuretés qu'il contient et qui peuvent nuire au bon fonctionnement des unités industrielles.

L'unité de décarbonatation est l'une des unités de traitement de gaz naturel conçue pour l'élimination d'une grande partie du gaz carbonique (CO<sub>2</sub>) contenu dans le gaz d'alimentation, le passage de températures ambiantes aux températures cryogéniques (-162°C) pour sa liquéfaction impose cryogéniques l'installation. Pour cela, deux solutions chimiques appelées MEA à 15% et MDEA 45% en poids sont utilisées comme solvant dans la colonne d'absorption.

Ce travail est présenté, Outre l'introduction générale, sous forme de trois chapitres :

- Le premier chapitre donne des généralités sur le gaz naturel ;
- Le second chapitre décrit le choix de l'absorbant, la description de la décarbonatation par deux solvant MEA et MDEA ;
- Le troisième chapitre décrit les résultats de dimensionnement de la section de décarbonatation par l'utilisation du solvant MDEA;

En fin, une conclusion générale viendra clore ce travail.

CHAPITRE I  
GAZ NATUREL

### I.1. Définition du gaz naturel :

Le gaz naturel est un mélange d'hydrocarbures légères comprenant du méthane  $\text{CH}_4$  en grande proportion, ainsi que d'autres hydrocarbures gazeux tels que l'éthane, propane, butane, pentane et le hexane, en proportion décroissantes, sa composition varie en outre suivant le cas : la présence d'hélium, d'azote, de gaz carbonique, de sulfure et de la vapeur d'eau.

Il est composé aussi de quelques hydrocarbures lourds.

Le gaz naturel est une source d'énergie propre et non polluante, ainsi qu'une matière première importante [1,2].

### I.2. Composition du gaz naturel :

Le constituant principal du gaz naturel est le méthane  $\text{CH}_4$ , notamment en plus du  $\text{CH}_4$ , il peut contenir également :

- Des hydrocarbures plus lourds que le méthane (de  $\text{C}_2$  à  $\text{C}_{12}$ ).
- Du dioxyde de soufre  $\text{SO}_2$ .
- Du sulfure d'hydrogène appelé aussi gaz acide  $\text{H}_2\text{S}$ .
- Du dioxyde de carbone  $\text{CO}_2$ .
- De l'azote  $\text{N}_2$ .
- Parfois de petites quantités d'Hélium (He) et de Mercure (Hg) [3].

### I.3. Propriétés physico-chimiques du gaz naturel :

#### I.3.1. Pouvoir calorifique supérieur PCS :

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

#### I.3.2. Pouvoir calorifique inférieur PCI :

Il correspond à la chaleur dégagée par la combustion complète d'1 m<sup>3</sup> normal de gaz dont laquelle l'eau formée se transformerait en vapeur.

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

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

### I.3.3. 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<sup>3</sup>). 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 :

$$\text{Densité de gaz} = \text{masse moléculaire} / 28,97 [4].$$

### I. 4. 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 :

**I.4.1. 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.

**I.4.2. 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.

**I.4.3. Gaz à condensat :** formant une phase liquide dans le réservoir en cours de production riche en produits lourds.

**I.4.4. 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 [5].

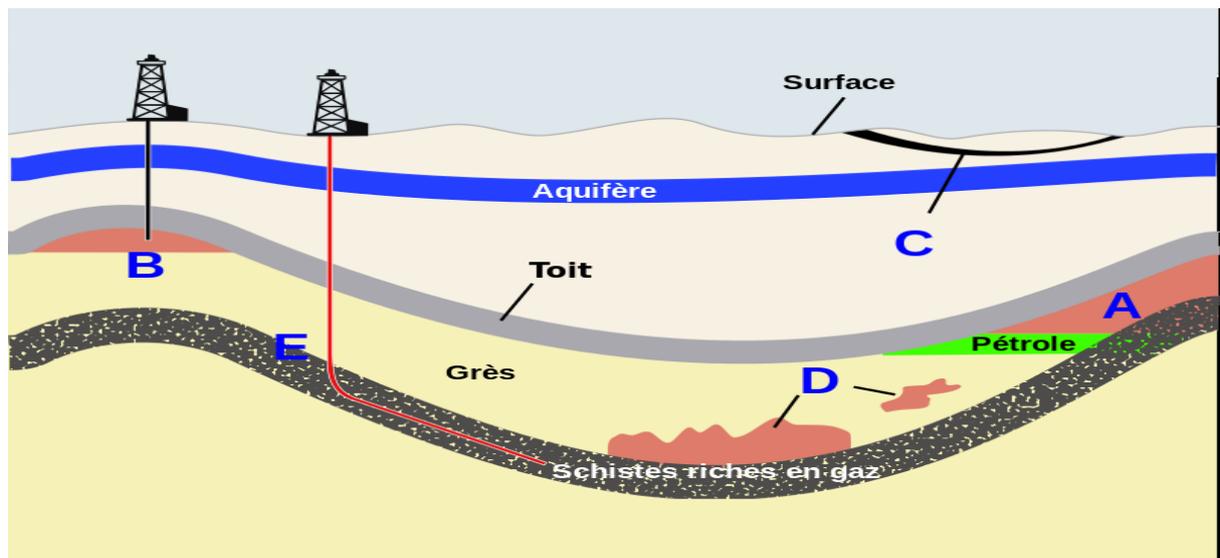


Figure I.1: les différents types de source géologique du gaz naturel [6]

**A :** Gaz naturel associé. **B:** Gaz sec. **C:** Gaz de couche (ou gaz de houille). **D:** Gaz de « réservoir ultracompact ». **E:** Gaz de schiste.

### **I.5.Traitement de gaz naturel :**

Les composants du gaz naturel tels que le gaz carbonique , les vapeurs d'eau et les hydrocarbures lourds tendraient à se condenser et à des solidifier à des basses températures mais supérieurs à celle de la liquéfaction du gaz naturel (-160) provoquant l'obstruction des tuyauteries et des équipements froids. [7]

#### **I.5.1.La démercurisation :**

Le Hg est très corrosif sur les équipements en Aluminium. La réaction de démercurisation se passe au niveau de démercuriseur (X42-D) qui retient les traces de Mercure par adsorption moléculaire. Il contient un lit de billes d'alumine (AL 2O 3) recouverte d'une surface de cuivre (CuSO4).

#### **I.5.2.La décarbonatation :**

Le gaz naturel entre dans une colonne à plateau (131E) , le gaz circule vers le haut à contre courant de la solution MDEA. La solution pénétrant en haut de l'absorbeur s'enrichit en CO2 au fur et à mesure qu'elle descend pour quitter la colonne sous forme MDEA riche.

La teneur du gaz naturel en sortie de la colonne inférieure à 70 ppm.

#### **I.5.3.La déshydrations :**

En quittant la section de décarbonatation , le GN saturé en eau pénètre dans les tubes de refroidissement (141°C) ou il sera refroidit à l'aide du propane liquide se qui provoque la condensation d'une partie de la vapeur d'eau , et passe ensuite dans un ballon séparateur (141) ou l'eau de condensation est retenue et purgée .Le gaz pénètre ensuite dans deux des trois sécheurs , le 3eme étant en régénération et traverse les tamis moléculaires perdant progressivement son humidité.

### **I.6. Le gaz naturel en Algérie :**

#### **I.6.1- 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 [8].

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 m<sup>3</sup>/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 m<sup>3</sup>, 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 [8].

### **I.6.2. 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 m<sup>3</sup> (hausse de 9,7% par rapport à 2006).
- Clients industriels : 2,62 milliards m<sup>3</sup> (hausse de 2,6% par rapport à 2006).
- Centrales électriques : 10,50 milliards de m<sup>3</sup> (hausse de 1,9% par rapport à 2006) [8].

## **CHAPITRE II**

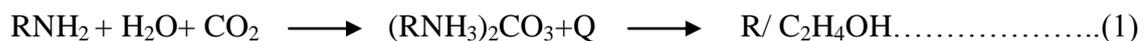
### **SECTION DE LA DECARBONATATION**

### II.1. But et principe

La section décarbonatation a pour but d'éliminer le dioxyde de carbone (CO<sub>2</sub>) contenu dans le gaz naturel d'alimentation. Cette opération est nécessaire afin d'éviter la liquéfaction puis la solidification du gaz carbonique dans la section de liquéfaction ce qui aurait pour conséquence l'obstruction de la tuyauterie de l'équipement frigorifique.

La décarbonatation du gaz naturel est un procédé physico-chimique qui trouve ses bases théoriques dans celles de l'absorption.[ 7]

### II.2. Caractéristiques de la réaction chimique :[7]



Cette étape comporte une étape intermédiaire dans laquelle l'eau et le CO<sub>2</sub> donnent l'acide carbonique  $\text{H}_2\text{O} + \text{CO}_2 \longrightarrow 2\text{H} + \text{CO}_3 \dots \dots \dots (2)$

L'équilibre de la réaction ( 1 ) se déplace dans la sens 1 : à haut pression et basse température (condition de l'absorption ) , et dans le sens (2) à basse pression et haute température (condition de désorption, régénération de MDEA)

### II.3. Différents équipements de la section de décarbonations [9]

- Colonne d'absorption, appelée absorbeur F-502.
- Colonne de régénération F-501.
- Système de lavage incorporé dans la partie supérieure de l'absorbeur.
- Ballon de détente de MDEA G-507.
- Epurateur de MDEA E-505.
- Echangeurs en série de solution de MDEA E-503/A et B.
- Filtre à cartouche actif P-501.
- Filtre à cartouche P-502.
- Condenseur de tête E-501.
- Rebouilleur de MDEA E-502.
- Ballon de gaz acide G-502.
- Pompe de lavage J-510/511.
- Pompe MDEA J-504.

- Puisard G-504.
- Pompe du puisard J-505.
- Bac d'anti mousse R-502

### II.4. Le dioxyde de carbone :

Le dioxyde de carbone ( $\text{CO}_2$ ) est un gaz acide existant dans le gaz naturel et qui peut être éliminé par plusieurs procédés, procédés nommés : décarbonatation.

L'expression " traitement des gaz acides" employée dans l'industrie du gaz naturel, désigne les procédés grâce auxquels les constituants gazeux acides  $\text{CO}_2$  et  $\text{H}_2\text{S}$  sont éliminés du gaz naturel dans le but de répondre aux conditions spécifiées du produit.

L'élimination totale ou partielle de ces constituants se classe également dans le domaine du traitement des gaz acides. Le choix du procédé de traitement des gaz acides est très important, car il a une influence considérable sur l'investissement initial et les coûts d'exploitation.

Le dioxyde de carbone, communément appelé gaz carbonique ou anhydride carbonique, est un composé chimique composé d'un atome de carbone et de deux atomes d'oxygène et dont la formule brute est  $\text{CO}_2$ . Dans les conditions normales de température et de pression, le dioxyde de carbone est un gaz incolore, inodore et à la saveur piquante, il est présent dans l'atmosphère dans une proportion approximativement égale à 0.0375 % en volume au début du XXI<sup>e</sup> siècle, soit 375 ppm (parties par million en volume). En 2009, cette proportion a atteint 386 ppm.

Le dioxyde de carbone est l'un des principaux gaz à effet de serre. L'excès de  $\text{CO}_2$  dans l'atmosphère est l'une des principales causes du réchauffement climatique.[10]

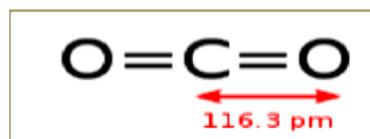


Figure (II.1): Le dioxyde de carbone.

## CHAPITRE II :SECTION DE LA DECARBONATATION

### II.5. Caractéristiques physico-chimiques du dioxyde de carbone CO<sub>2</sub>

Les Caractéristiques du dioxyde de carbone sont montrées dans le tableau suivant :

**Tableau II.1** : Les propriétés physique et thermodynamique de CO<sub>2</sub> [16] :

	propriétés	Valeur
Générales	<ul style="list-style-type: none"> <li>Nom IUPAC</li> <li>Numéro CAS</li> <li>Apparence</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Dioxyde de carbone</li> <li>124-38-9</li> <li>Gaz incolore</li> </ul>
physique	<ul style="list-style-type: none"> <li>Masse moléculaire</li> <li>Température de fusion</li> <li>Température de vaporisation</li> <li>Solubilité</li> <li>Densité</li> <li>Viscosité dynamique</li> <li>Température critique</li> <li>Pression critique</li> <li>Point triple</li> <li>Chaleur latente de vaporisation (0°C)</li> <li>Chaleur latente de vaporisation (-16,7°C)</li> <li>Chaleur latente de vaporisation (-28,9°C)</li> <li>Chaleur latente de fusion ( à -56,6°C)</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>44,01 g/mol</li> <li>-78,5 °C (195 °K)</li> <li>-57 °C (216 °K)</li> <li>1,45 kg/m<sup>3</sup></li> <li>1,87kg/m<sup>3</sup>(298°K et 1,013bar)</li> <li>plus dense que l'air</li> <li>0.07 Cp à -78 °C</li> <li>31,1°C</li> <li>7,4 MPa</li> <li>□-56,6°C à 519 kPa</li> <li>234,5 kJ/kg</li> <li>276,8 kJ/kg</li> <li>301.7 kJ/kg</li> <li>199 kJ/Kg</li> </ul>
Thermochimique	<ul style="list-style-type: none"> <li><math>\Delta H^{\circ}</math>gaz</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>-393,5 KJ/MOL</li> </ul>

En plus, Le CO<sub>2</sub> se dissout dans l'eau et forme avec elle de l'acide carbonique (H<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>). A partir d'une certaine concentration dans l'air, le CO<sub>2</sub> s'avère dangereux voire mortel.

### II.6. Méthodes utilisées pour la décarbonation du gaz naturel :

Différents types sont proposés pour la décarbonation du gaz naturel. Les plus importants sont : la décarbonation par absorption, par adsorption et par membranes.

La décarbonation à absorption est le plus rencontré dans l'industrie à cause de leur maturité comparée aux autres types.[11]

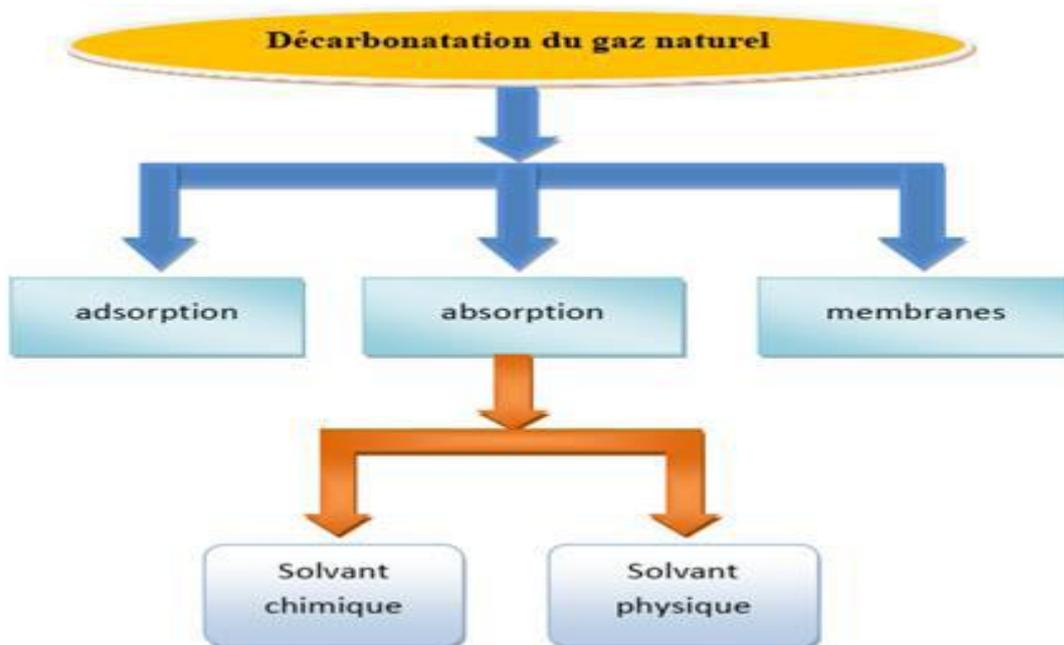


Figure (II.2) : différentes méthodes pour la capture du dioxyde de carbone.

#### II.6.1. Décarbonation du gaz naturel par membrane :

La séparation par membrane est déjà appliquée industriellement pour réaliser la décarbonation du gaz naturel. Ces unités ne sont utilisées que pour de petites capacités. Le schéma de principe d'une opération de séparation par membrane est représenté sur la figure (II.3). 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 [12].

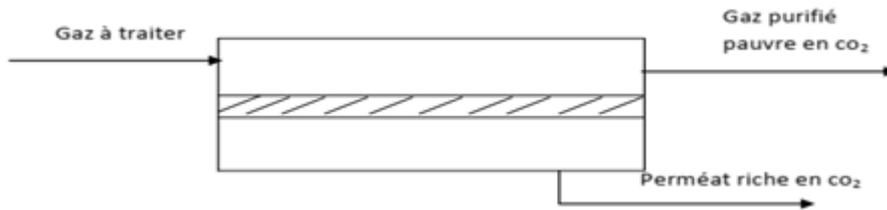


Figure (II.3) : séparation par membrane. Schéma de principe

### II.6. 2. Décarbonatation du gaz naturel par adsorption :

Le procédé d'adsorption consiste à capter les gaz acides par un adsorbant solide. Les procédés d'élimination se font soit par réaction chimique, soit par liaison ionique du solide des particules avec le gaz acide. Les procédés d'adsorption utilisent couramment l'oxyde de fer, l'oxyde de zinc et le procédé tamis moléculaire (zéolite). L'adsorbant est généralement caractérisé par une structure microporeuse qui retient sélectivement les composants à séparer. Une fois le lit de la colonne d'adsorption saturé par le gaz acide, ce dernier est retiré au cours de la régénération par l'écoulement du gaz non corrosif chaud à travers le lit. Parmi les procédés d'adsorption, le tamis moléculaire est le plus approprié pour l'enlèvement de la petite concentration de CO<sub>2</sub> à partir du gaz naturel. Le tamis fait usage de la zéolite cristalline synthétique solide pour éliminer les impuretés du gaz. La molécule de gaz polaire comme H<sub>2</sub>S forme une liaison ionique faible avec le site actif [17].

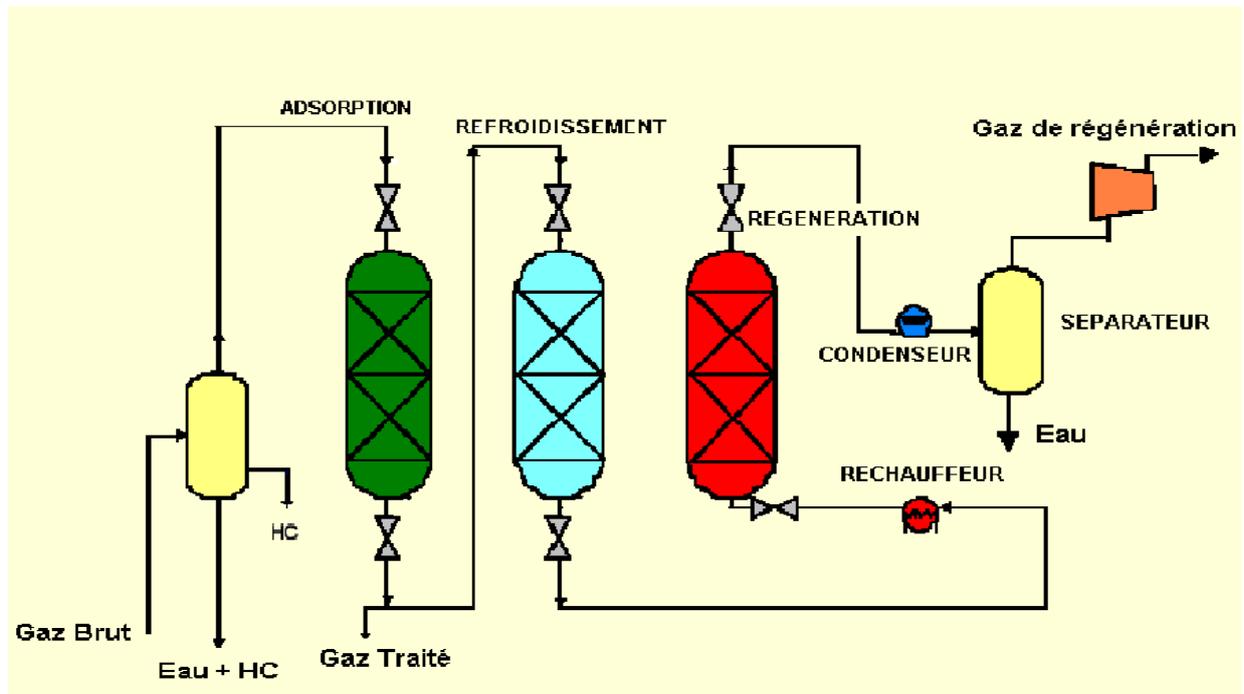


Figure II.4: Procède de purification par adsorption[19].

### II.7. Rappel théorique sur l'absorption :

L'absorption est un procédé de séparation des mélanges gazeux qui repose sur les propriétés de certains corps, appelés absorbants, de retenir sélectivement les constituants des mélanges gazeux.

Ces mélanges gazeux peuvent être également séparés par rectification mais cela exige des installations avec une grande dépense d'énergie.

L'absorption consiste en un transfert de matière entre une phase gazeuse et une phase liquide, cette dernière étant constituée d'un corps pur ou d'un mélange de plusieurs substances (solvant). Par ailleurs, on admet que la phase gazeuse soit formée uniquement par deux composants, celui qui est en transfert (soluté) et le gaz inerte ou diluant. La récupération souvent nécessaire de la substance qui s'est dissoute dans le liquide est appelée désorption.

#### II.7. 1. Absorption physique :

Cette technique de lavage est basée sur la capacité de solvants organiques à solubiliser préférentiellement les gaz acides par rapport aux autres entités présentes dans l'effluent gazeux. Le procédé d'absorption physique peut être considéré comme une alternative intéressante de procédés utilisant des amines. Le schéma de principe est quasiment le même que pour les solvants chimiques. Ce type de procédé est utilisé généralement dans le cas où :

- ✓ La pression partielle des gaz acides dans le flux d'entrée est assez élevée (supérieure à 3,5 bars)
- ✓ La concentration des hydrocarbures lourds dans le gaz est faible.
- ✓ L'élimination d'une grande quantité du gaz acide est nécessaire.

Ce type de procédé est très attrayant à cause de la très faible quantité d'énergie nécessaire pour la régénération. La désorption 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 [17].

#### II.7. 2. Absorption chimique :

Dans l'industrie du traitement des gaz acides, l'absorption chimique permet l'élimination des composés acides par réaction avec une entité basique présente dans le solvant.

Les solvants chimiques communément utilisés pour décarbonatation du CO<sub>2</sub> sont des solutions aqueuses d'amines. Les amines les plus utilisées sont les alcanolamines[13].

### II. 8. Types de solvant de décarbonatation :

Dans le cas des procédés d'épuration par absorption/désorption, on considère deux types de solvant d'extraction : les solvants chimiques et les solvants physiques.

### II.8. 1. 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.1

L'avantage des procédés d'absorption physique est que le gaz physiquement dissout peut être retiré de la solution absorbante en diminuant la pression partielle en gaz acides, sans l'utilisation significative d'une utilité énergétique. Mais bien que les solvants physiques organiques jouent un rôle important dans le traitement des gaz, cette étude est consacrée aux procédés d'absorption utilisant les solvants chimiques.

#### ➤ Critères de sélection d'un solvant physique:

- Capacité élevée d'absorption du CO<sub>2</sub>.
- Faible pression de vapeur.
- Faible capacité d'absorption des hydrocarbures.
- Non corrosif.
- Faible viscosité.
- Non réactif avec les composants du gaz.
- Coût raisonnable.
- Amines primaires : Monoéthanolamine (MEA) et Diglycolamine (DGA)
- Amines secondaires : Diéthanolamine (DEA) et Diisopropanolamine (DIPA)
- Amines tertiaires : Triéthanolamine (TEA) et Méthyldiéthanolamine (MDEA).

### II. 8. 2. Solvants chimiques

#### a. Solution aqueuse d'amines

Le premier brevet lié au retrait de gaz acides grâce à une absorption par aminoalcool est déposé par R. R. Bottoms en 1930. La triéthanolamine, qui a été la première amine à être produite industriellement et utilisée dans les premières unités de traitement de gaz. Les autres amines sont évaluées dans ce sens dès que leur production devient industrielle. La diéthanolamine (DEA), l'éthanolamine (MEA) et la N-méthyldiéthanolamine (MDEA), qui sont beaucoup plus efficaces. La diisopropylamine (DIPA) est brièvement utilisée avant d'être abandonnée au profit de la MDEA.

Ce sont donc des dérivés de l'ammoniac dans lequel les atomes d'hydrogène sont remplacés par un groupe Alcool (ex. méthanol, éthanol). Le groupement hydroxyle des alcanolamines, augmente la solubilité dans l'eau et diminue la pression de vapeur de la solution aqueuse,

tandis que le groupement amine produit la basicité nécessaire à la solution aqueuse pour réagir avec les gaz acides . [20]

Un des avantages des procédés utilisant les amines est l'obtention de gaz acides ayant de faibles teneurs en hydrocarbures, inférieures à 1 %, par rapport aux procédés utilisant des solvants physiques dans lesquels les teneurs en hydrocarbures peuvent atteindre quelques pourcents en volume. [21]

### b. Classement des amines

Les amines peuvent être classées en trois grandes familles : les amines primaires, secondaires et tertiaires. On trouve notamment:

- Amines primaires : Monoéthanolamine (MEA) et Diglycolamine (DGA)
- Amines secondaires : Diéthanolamine (DEA) et Diisopropanolamine(DIPA)
- Amines tertiaires : Triéthanolamine (TEA) et Méthyldiéthanolamine (MDEA).

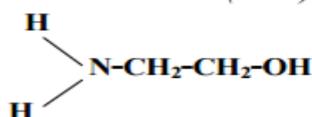
### c. Propriétés des amines

Les préfixes "mono", "di" ou "tri" caractérisent le degré de substitution autour de l'atome d'azote.

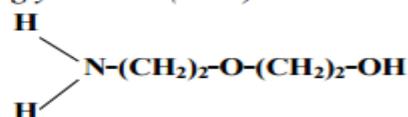
Ainsi, R désignant le groupement fonctionnel HOCH<sub>2</sub>CH<sub>2</sub>, la monoéthanolamine a comme formule chimique R-NH<sub>2</sub>, la diéthanolamine R<sub>2</sub>NH, la triéthanolamine R<sub>3</sub>N et la méthyldiéthanolamine R<sub>2</sub>NCH<sub>3</sub>.

#### Les amines primaires :

*Monoethanolamine(MEA)*

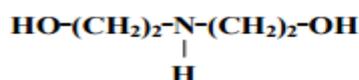


*Diglycolamine(DGA)*

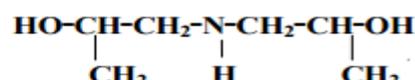


#### Les amines secondaires :

*Diethanolamine(DEA)*

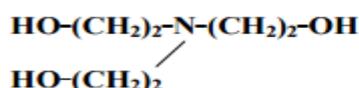


*Diisopropanolamine(DIPA)*



#### Les amines tertiaires :

*Triethanolamine (TEA)*



*Methyldiethanolamine (MDEA)*

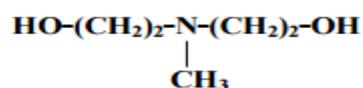


Figure II.5. Structure moléculaire des différents alcanolamines. [22]

### d.Critères de sélection d'un solvant chimique

Le but recherché est d'éliminer le CO<sub>2</sub> de gaz naturel, plusieurs choix sont possibles. Dans ce cas, quelques caractéristiques du solvant sont à prendre en considération :

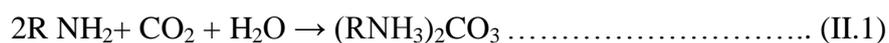
- le pouvoir solvant ou la solubilité de gaz, afin de disposer d'un taux d'absorption élevé, et ainsi d'utiliser une plus petite quantité de solvant.
- la volatilité, car une pression de vapeur basse est souhaitée pour éviter la perte de solvant avec le gaz saturé.
- la viscosité, puisqu'un solvant moins 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<sub>x</sub> et les NO<sub>x</sub>.
- la régénéralité 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 régénéral à faible coût.

### II.8.1. Mécanismes réactionnels :

Il existe deux mécanismes possibles pour l'absorption du CO<sub>2</sub> avec les amines.

- L'un est rapide comme c'est le cas des amines primaires et secondaires MEA et la DEA, avec la formation de carbamates.
- L'autre mécanisme qui ne permet pas la formation de carbamate, comme dans le cas de la MDEA est bien plus lent. Les réactions suivantes sont observées entre le dioxyde de carbone et une amine primaire selon deux types de réactions :

- Formation de carbonate et de bicarbonate :



- Formation de carbamate :



Les réactions (II. 1) et (II. 2) sont lentes. En effet, le dioxyde de carbone doit former avec l'eau, de l'acide carbonique (réaction lente) avant de réagir avec l'amine. La réaction (II.3) 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. Contrairement au cas des amines tertiaires, la réaction (II.3), qui permet une absorption rapide du CO<sub>2</sub>, est

impossible à réaliser. La réaction du CO<sub>2</sub> ne peut intervenir qu'après la dissolution du CO<sub>2</sub> dans l'eau pour former un ion bicarbonate. Le bicarbonate est ensuite soumis à une réaction acido-basique avec l'amine pour donner la réaction globale de CO<sub>2</sub>. Par contre, la réaction du sulfure d'hydrogène avec les amines tertiaires est rapide ce qui explique leurs bonnes sélectivités par rapport à H<sub>2</sub>S.

### II.8.2. Enthalpie de réaction :

L'enthalpie de réaction  $\Delta H_s$  représente la quantité de chaleur échangée avec l'extérieur lors de la réaction chimique. Elle est caractéristique de l'énergie à fournir pour inverser la réaction chimique entre le CO<sub>2</sub> et l'amine. Elle dépend du taux de charge en CO<sub>2</sub>, de la concentration en amine et dans une moindre mesure de la température.

Le tableau ci-dessous (II.) rapporte les enthalpies de réaction déterminées à 311K pour un taux de charge en CO<sub>2</sub> compris entre 0 et 0.4 mole CO<sub>2</sub> / mole amine (Kohl et Nielsen, 1997)

*Tableau II.2. Enthalpie de réaction de différentes amines avec le CO<sub>2</sub> (Kohl et Nielsen, 1997)*

Solution amines	MEA	DGA	DEA	DIPA	MDEA	TEA
Enthalpie de solution (KJ.mol-1 CO2)	84.4	83.9	71.6	73.7	58.8	47.6

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

### II.8.3. Mécanisme d'absorption chimique par aMDEA :

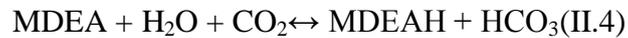
L'aMDEA est utilisée pour éliminer le CO<sub>2</sub>. Le solvant aMDEA est constitué globalement de trois substances à savoir la base chimique le méthyl-diéthanolamine (MDEA), l'eau et un système activateur "a". La méthyl-diéthanolamine activée réagit avec l'eau et le CO<sub>2</sub> produisant des espèces protonées correspondantes et des bicarbonates. Le taux global de conversion est très faible.

L'absorption peut être accélérée par la réaction rapide entre le CO<sub>2</sub> et les constituants du système activateur comme le montre la réaction suivante :



+

Système Activateur



Dans une solution de MDEA, l'absorption de CO<sub>2</sub> est plutôt lente, le système activateur sert de catalyseur. Il accélère l'absorption de CO<sub>2</sub> par la MDEA. Les constituants du système activateur sont régénérés en permanence en éliminant le CO<sub>2</sub> à travers la MDEA.

Le système activateur forme des carbamates qui réagissent avec le solvant MDEA aqueuse en transférant le CO<sub>2</sub>, ainsi il est régénéré par une réaction ultérieure tout comme le catalyseur homogène.

### II.9. Caractéristiques principales de la Méthyldiéthanolamine activée

- Consommation énergétique plus faible (Température de rebouillage de l'amDEA inférieure à celle de la MEA) ;
- Teneur résiduelle en CO<sub>2</sub> dans le gaz traité très faible (rendement d'absorption plus élevé);
- Capacité de traiter des charges de gaz naturel avec des teneurs en CO<sub>2</sub> élevées (supérieure à 10 %) ;
- Une plus grande souplesse en matière de fonctionnement de la section amine ;
- Solvant facilement biodégradable et non toxique (nocif pour le corps humain comme n'importe quelle amine, mais non déclarée comme un poison) ;
- Beaucoup moins corrosif que les autres amines, elle ne nécessite pas d'inhibiteurs de corrosion, d'où l'utilisation de l'acier au carbone dans les plus grandes parties du système ;
- Très bonne stabilité (thermique et chimique), elle résiste à la dégradation, à la tendance au moussage limitée.
- Aucune purification de l'amDEA n'est nécessaire ;
- Tension de vapeur basse d'où un appoint en solution amDEA faible ;
- Faible absorption des hydrocarbures. Plus de 200 unités basées sur cette méthode sont en service pour le traitement du gaz naturel, du gaz de synthèse et des flux d'hydrogène à travers le monde.

### II.10. Comparaison entre LA MEA et la MDEA

Avant d'entamer notre étude sur la substitution du solvant MEA par le solvant aMDEA, il y a lieu de présenter les avantages et inconvénients des deux solvants listés dans le tableau ci-après:

**Tableau II.3.** Comparaison récapitulative entre MEA et aMDEA

	<i>MEA</i>	<i>MDEA</i>
<b>AVANTAGES</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Bonne réactivité</li> <li>• Bonne stabilité chimique</li> <li>• Cout faible</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Forte réactivité</li> <li>• Faible potentiel à la dégradation</li> <li>• Besoins énergétiques réduits</li> <li>• Faible corrosivité</li> <li>• Capacité de traiter des charges de gaz naturel avec une teneur en CO<sub>2</sub></li> <li>• Taux d'absorption très élevé</li> </ul>
<b>Inconvénients</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Dégradation par COS, CS<sub>2</sub> et O<sub>2</sub></li> <li>• Corrosivité élevée</li> <li>• Besoins énergétiques élevées pour régénérer ce solvant</li> <li>• Faible taux d'absorption</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Cout élevé</li> <li>• Légère évaporation du solvant</li> </ul>

### II.11. Régénération du solvant

Dans la pratique industrielle, l'absorption est généralement jumelée à l'opération de désorption ou stripping, laquelle est destinée à la récupération ou l'élimination du soluté dissous dans le solvant et à la régénération de celui-ci afin de l'introduire de nouveau dans le système. La désorption est exactement le phénomène inverse de l'absorption (transfert de constituant de la phase liquide vers la phase gazeuse). La solution d'amine riche en CO<sub>2</sub> passe dans un régénérateur (stripeur) dont la température de fonctionnement est d'environ 120°C. Elle est introduite en tête du régénérateur à contre-courant de vapeur d'eau produite en fond de colonne par le rebouilleur. Cette dernière permet de maintenir la température de fonctionnement du régénérateur et de concentrer le CO<sub>2</sub> en tête de colonne. En effet, la vapeur produite dans le rebouilleur fournit l'énergie nécessaire afin d'inverser la réaction amine-CO<sub>2</sub> dans le sens de la libération de CO<sub>2</sub>. En sortie du régénérateur, l'excès de vapeur d'eau est condensé tandis que le CO<sub>2</sub> récupéré, puis comprimé pour être stocké. La solution d'amine régénérée est quant à elle renvoyée en tête de l'absorbeur pour effectuer un nouveau cycle d'absorption.



Figure .II.6:Régénérateur F-501.

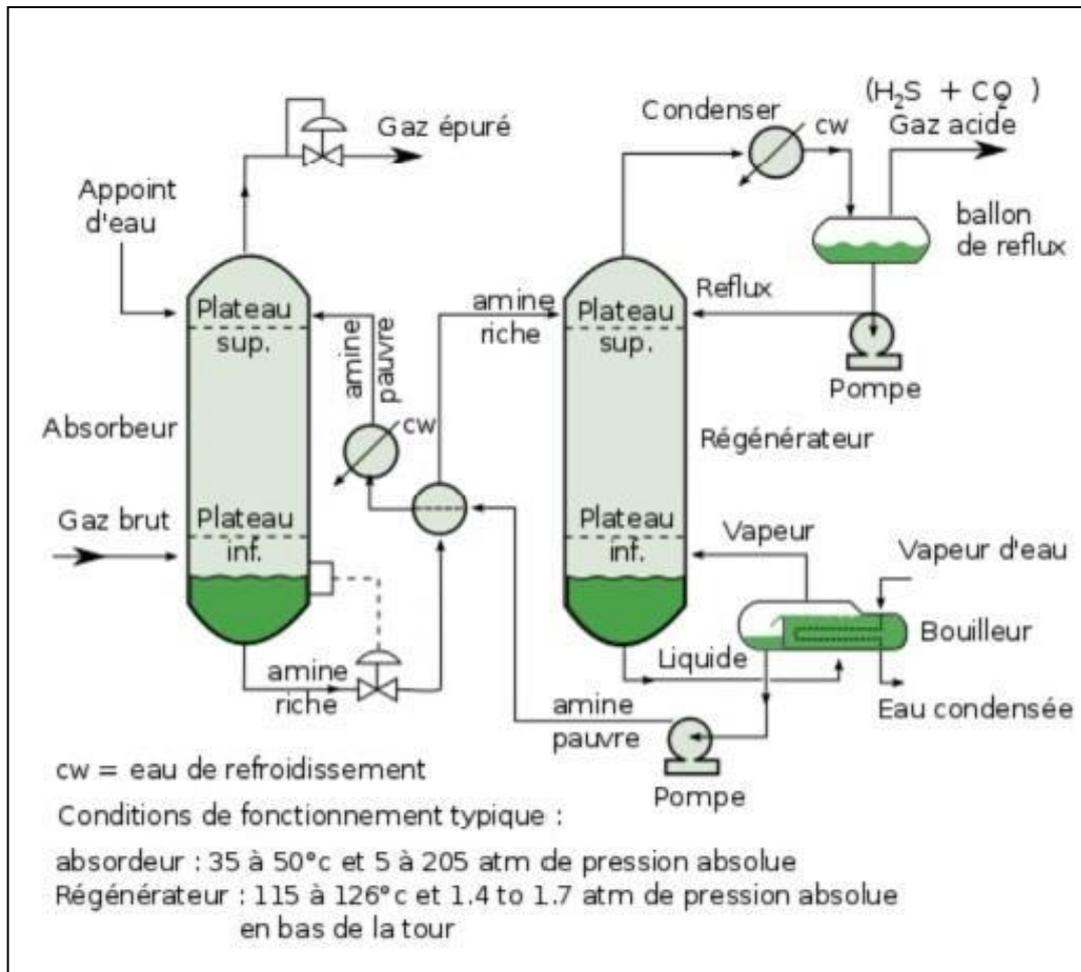


Figure II.7 :Schéma simplifié d'un procédé d'absorption/désorption destiné au traitement de gaz en utilisant une solution aqueuse d'Alcanolamine. [10]

## CHAPITRE III

### ETUDE DES PERTES DE MDEA

## CHAPITRE III :ETUDE DES PERTES DE MDEA

### III.1.Données de calcul :

La composition de gaz naturel est une moyenne tirée à partir des compositions du gaz d'alimentation .

Tableau III.1 :Composition de gaz naturel.

Composants	% molaire(design)	% molaire(design)	% molaire moyenne (analyse labo)
Composants	Légère	Lourde	Composition de GN
N <sub>2</sub>	6,00	3,32	5,56
He	0,21	0,11	0,18
CH <sub>4</sub>	84,60	84,91	83 ,42
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	6,77	7,90	7,71
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	1,48	2,15	1,98
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,20	0,40	0,30
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0, 30	0,50	0,46
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,07	0,16	0,09
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,07	0 ,17	0,05
C <sub>6+</sub>	0,00	0,20	0,04
CO <sub>2</sub>	0,30	0,30	0,21
Hg	50 ug/Nm <sup>3</sup>	50ug /Nm <sup>3</sup>	-
H <sub>2</sub> O	50 ppm	50 ppm	50 ppm

Le taux de charge de l'amine pauvre est de 0,12 mol de CO<sub>2</sub>/mole de MDEA pur.

Le taux de charge de l'amine riche est de 0,38mol de CO<sub>2</sub>/mole de MDEA pur.

$$G_{GN}=278740Nm^3/h.$$

**Xi** :fraction molaire de chaque constituant.

**Mi** :masse molaire de chaque constituant( Kg/Kmole).

**Vi** :volume molaire de chaque constituant( Nm<sup>3</sup>/Kmole).

## CHAPITRE III :ETUDE DES PERTES DE MDEA

Tableau II.2 :Propriétés de constituants de gaz naturel.

Constituant i	Composition moyenne du GN%	Mi ( kg/Kmole)	Mi *Xi	Vi (Nm/Kmole)	Vi * Xi
N <sub>2</sub>	5,56	28,08	1,56	22,40	1,24
CH <sub>4</sub>	83,42	16,04	13,38	22,38	18,66
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	7,71	30,07	2,32	22,17	1,70
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	1,98	44,09	0,87	22,84	0,45
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,30	58,12	0,17	21,78	0,06
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,46	58,12	0,27	21,50	0,1
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,09	72,15	0,06	21,03	0,02
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,05	72,15	0,03	20,86	0,01
C <sub>6+</sub>	0,04	86,18	0,03	20,30	0,008
CO <sub>2</sub>	0,21	44,00	0,09	22,26	0,05
He	0,18	4,00	0,0072	22,40	0,04
<b>Total</b>	<b>100</b>	-	<b>18,78</b>	-	<b>22,34</b>

### III.2 :Calcul de la masse molaire de GN :

$$M_{GN} = \sum M_i \cdot X_i \dots\dots\dots (1)$$

$$M_{GN} = 18,78 \text{ Kg/mole}$$

## CHAPITRE III :ETUDE DES PERTES DE MDEA

### III.3 :Calcul du volume molaire de GN :

$$V_{GN} = \sum V_i X_i \dots\dots\dots(2)$$

$$V_{GN} = 22.34 \text{ Nm}^3/\text{K mole.}$$

### III.4 :Calcul du masse volumique du GN :

$$\rho_{GN} = M_{GN}/V_{GN}\dots\dots\dots(3)$$

$$\rho_{GN} = 0.84 \text{ kg/ Nm}^3$$

$$\rho_{GN} = \frac{18.78}{22.34}(\text{kg/ Nm}^3)$$

Tableau III.3: Calcul du GN

Composant	M <sub>GN</sub>	V <sub>GN</sub>	ρ <sub>GN</sub>
GN	18.78	22.34	0.84

### III.5 : Bilan matière au niveau de l'absorbeur :

#### III.5.1 : calcul du débit de circulation de MDEA :

En effectuant un bilan matière pour CO<sub>2</sub> au niveau de l'absorbeur, on obtient :

$$G_{GN} \cdot (Y_{eCO_2} - Y_{sCO_2}) = L_{MDEA} \cdot (X_{sCO_2} - X_{eCO_2})\dots\dots\dots(4)$$

L<sub>MDEA</sub> =débit de circulation de MDEA pure.

Y<sub>eco2</sub>, Y<sub>sco 2</sub> =fraction molaire de CO<sub>2</sub> de le GN respectivement à l'entrée et à la sortie a l'absorbeur .

X<sub>eco2</sub> = rapport molaire [CO<sub>2</sub>/ MDEA] pauvre

X<sub>sco2</sub> = rapport molaire [CO<sub>2</sub>/ MDEA] riche

On a :

$$G_{GN} = 278740 \text{ Nm}^3/\text{h} = 12477.17 \text{ k mole/h}$$

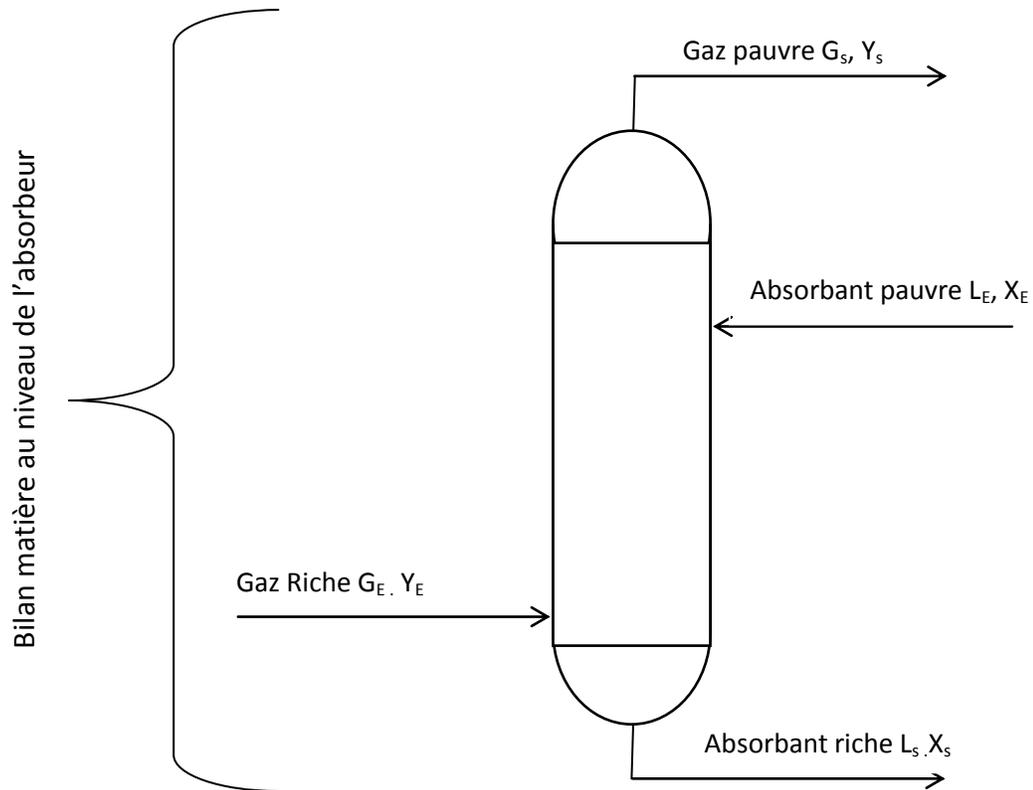
$$Y_{eco2} = 0.021$$

$$Y_{sco 2} = 0.009$$

## CHAPITRE III :ETUDE DES PERTES DE MDEA

$$X_{eCO_2} = 0.03$$

$$X_{SCO_2} = 0.45$$



On a :

$$L_{MDEA} = \frac{G_{GN}}{V_{GN}} \times \frac{Y_{ECO_2} - Y_{SCO_2}}{X_{SCO_2} - X_{ECO_2}} \dots\dots\dots(5)$$

$$L_{MDEA} = \frac{278740}{22.34} \times \frac{0.0021 - 0.00009}{0.4 - 0.030}$$

$$L_{MDEA} = 8077.032 \text{ Kg/h}$$

Déterminons le débit de circulation de la solution MDEA :

Pour une concentration de 45 %

$$L_S = \frac{L_{MDEA}}{0.45} = \frac{8077.032}{0.45} \text{ Kg/h}$$

## CHAPITRE III :ETUDE DES PERTES DE MDEA

---

$L_S$  : débit de circulation de la MDEA

$$L_S = 17948.96 \text{ Kg/h}$$

### III.5.1.a : débit volumique de la solution MDEA :

$$V_{MDEA} = \frac{L_S}{\rho_S} \dots\dots\dots(6)$$

$V_{MDEA}$  : Débit volumique de la solution MDEA

$\rho_S$  : masse volumique de la solution MDEA.

$$\rho_S = \frac{1}{\frac{C_{MDEA}}{\rho_{MDEA}} + \frac{C_{H_2O}}{\rho_{H_2O}}} \dots\dots\dots(7)$$

Avec :

$\rho_{MDEA}$  = masse volumique de MDEA pur

$\rho_{H_2O}$  = masse volumique de l'eau

$C_{MDEA}$  = composition massique de MDEA

$C_{H_2O}$  = composition massique de MDEA

POUR UNE CONCENTRATION DE 45% :

$$\rho_S = \frac{1}{\frac{0.45}{1040} + \frac{0.85}{1000}} = 1020.40 \text{ kg/m}^3$$

$$V_s = \frac{17948,96}{1020,40} = 17,5901 \text{ m}^3/\text{h}$$

### Tableau.III. 4 : débit de circulation de MDEA :

Solution	$L_{MDEA}$ (Kg/h)	$L_{SMDEA}$ (Kg/h)	$V_{SMDEA}$ (m <sup>3</sup> /h)
MDEA	8077,032	17948,96	17,5901

## CHAPITRE III :ETUDE DES PERTES DE MDEA

---

### Remarque :

La capacité des pompes installées (J-503,504) est de m<sup>3</sup>/h, elle n'est pas dépassée de ce cas

### III.6. quantité de CO<sub>2</sub> absorbée :

$$G_{CO_2} = G_{GN} \cdot (Y_{ECO_2} - Y_{SCO_2}) / V_{GN} \dots \dots \dots (8)$$

$G_{CO_2}$  : débit du CO<sub>2</sub> absorbé dans l'absorbeur.

$$G_{CO_2} = \frac{278740 \times (0.0021 - 0.00009)}{22.34} = 25.07 \text{ k mole /H}$$

### III.7 :bilan énergétique sur l'absorbeur :

#### III .7.1 :détermination de la chaleur de la réaction :

La réaction d'absorption du CO<sub>2</sub> est une réaction exothermique qui dégage BTU /LB.

$$1 \text{ BTU} = 1.055 \text{ kj} \quad . \quad 1 \text{ LB} = 0.454 \text{ kg}$$

$$\Delta H_r = 1920 \text{ kj /kg}$$

$$Q_r = \Delta H_r \times G_{CO_2} \times M_{CO_2} \dots \dots \dots (9)$$

$Q_r$  : chaleur totale dégagée :

$$Q_r = 1920 \times 25.07 \times 44 = 2.11 \times 10^6 \text{ KJ/H}$$

$$Q_r = 2.11 \times 10^6 \text{ kj/H}$$

#### III.7.2 : Détermination de la température de sortie de MDEA riche de l'absorbeur :

Supposant que toute la  $\Delta T = Q_r$  chaleur dégagée est absorbée par la solution, alors :

$$\Delta T = \frac{Q_r}{C_p \times L_s} \dots \dots \dots (10)$$

Où , $C_p$  : capacité calorifique de la MDEA ( kj/kg .c)

Pour une solution de 45% :

## CHAPITRE III :ETUDE DES PERTES DE MDEA

---

$$\Delta T = \frac{2.11 \times 10^6}{4 \times 17958.96} = 29.38 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_S = 38 + 29.38 = 67.38^\circ\text{C}$$

$$T_S = 67.38 \text{ }^\circ\text{C}$$

### III.8 :bilan thermique au niveau de régénérateur (F-501) :

#### III.8.1:chaleur de désorption :

C'est la quantité de chaleur nécessaire qu'il faut fournir à la solution de MDEA riche pour extraire le  $\text{CO}_2$ , elle est égale à la chaleur dégagée lors de l'absorption .

$$Q_d = Q_r = 2.11 \times 10^6 \text{ KJ /h}$$

#### III.8.2 :chaleur sensible

C'est la quantité de la chaleur nécessaire pour amener la solution MDEA de **98 ° C à 118 ° C** .

$$Q_s = L_S \times C_p \times \Delta T \dots\dots\dots(11)$$

Avec :

$Q_s$  = chaleur sensible (kj/h)

Pour une solution de 45% :

$$Q_s = 17948.96 \times 4 \times (118 - 98) = 1435916.8 \text{ kj /h}$$

$$Q_s = 1.43 \times 10^6 \text{ kj /h}$$

#### III.8.3 . Quantité de chaleur fournie au régénérateur

$$Q_F = Q_{rb} + Q_{ep} \dots\dots\dots(12)$$

Avec :

$Q_f$  : quantité chaleur fournie en régénérateur ( F.501)

$Q_{rb}$  : quantité de chaleur fournie par le rebouilleur (E-509)

$Q_{ep}$  :quantité de chaleur fournie par l'épurateur (E-505)

$$Q_{rb} = \text{débit de vapeur} \times H_{vap} \dots\dots\dots(13)$$

## CHAPITRE III :ETUDE DES PERTES DE MDEA

Le débit de vapeur = 6969 kg/ h

La vapeur est admise dans le rebouilleur à une température de 152 °C et une pression de 3,45 bars en utilisant le diagramme de mollier , on détermine :

$$H_{VAP} = 2745 \text{ kJ /kg ( voir l'annexe 2)}$$

$$\text{Donc : } Q_{rb} = 6969 \times 2745 = 19.13 \times 10^6 \text{ KJ /H}$$

$$Q_{ep} = \text{débit de vapeur} \times H_{VAP} \dots\dots\dots (14)$$

Le débit de vapeur = 1748 kg /h

La vapeur rentre dans l'épurateur à une température de 218 °C

Et une pression de 10,3 bars , et en utilisant le diagramme de mollier , on détermine :

$$H_{VAP} = 2862 \text{ kJ /kg}$$

$$\text{Donc : } Q_{ep} = 1748 \times 2860 = 5 \times 10^6 \text{ kJ /h}$$

$$\text{D'après (12) : } Q_F = 24.13 \times 10^6 \text{ kJ /h .}$$

### III.8.4 . quantité de chaleur perdue en tête de régénérateur pour une solution de 45% :

$$Q_P = Q_F - (Q_d + Q_s) \dots\dots\dots (15)$$

Avec :

$Q_P$  : la quantité de chaleur perdue en tête de régénérateur :

Pour une solution de 45%

$$Q_P = [24.13 - (2.11 + 1.43)] \times 10^6 = 20.58 \times 10^6 \text{ kJ /h}$$

$$Q_P = 20.58 \times 10^6 \text{ kJ /h}$$

**Tableau II.6 : résultat de quantités de chaleur**

Quantités de chaleur	Q(kj/h)
Désorption ( $Q_d$ )	$2.11 \times 10^6$
Sensible ( $Q_s$ )	$1.43 \times 10^6$
Fournie au régénérateur ( $Q_f$ )	$24.13 \times 10^6$
Fournie par le rebouilleur ( $Q_{rb}$ )	$19.13 \times 10^6$
Fournie par l'épurateur ( $Q_{ep}$ )	$5 \times 10^6$
Perdue en tête de régénérateur ( $Q_p$ )	$20.58 \times 10^6$

## CHAPITRE III :ETUDE DES PERTES DE MDEA

---

### III.8.5 .quantité de vapeur en tête du régénérateur :

D'après la diagramme de mollier (voir l'annexe 4) on peut avoir les enthalpies suivantes :

$H_V$  : enthalpie de la vapeur à 98° C ,  $H_V = 2660$  kj/kg

$H_L$  : enthalpie de la vapeur à 118 ° C , $H_L = 480$  KJ /KG

$H_V - H_L = 2180$  kj /kg

La quantité de vapeur  $G_V$  en tête du régénérateur est :

$$G_V = \frac{Q_p}{H_v - H_L} \dots\dots\dots (16)$$

Pour une solution de 45%

$$G_V = \frac{20584083.2}{2180} = 9442,24 \text{ kg /h} = 79.23 \text{ k mole /h}$$

$$G_V = 79.23 \text{ k mole /h}$$

### III .9 : débit de MDEA en tête du régénérateur est de 0,1 %

(Donnée par la compagnie EL -PASO)

$$G_{MDEA} = ( W_{f501} / 18 ) \times 0.001 \times 119.163$$

$$G_{MDEA} = 9442.24 \times 0001 \times 119.163$$

$$G_{MDEA} = 62.509 \text{ kg/h}$$

### III.10 :perte de MDEA en tête régénérateur (F-501)

Les pertes de MDEA en tête du régénérateur sont estimés à 0.1% molaire

$$R_{MDEA} = G_V \times 0.001 \dots\dots\dots (17)$$

$R_{MDEA}$  : perte de MDEA en tête de régénérateur

Pour une solution de 45% :

$$R_{MDEA} = 79.23 \times 0.001 = 0.07923 \text{ k mole /h}$$

$$R_{MDEA} = 9.44 \text{ kg /h}$$

## CHAPITRE III :ETUDE DES PERTES DE MDEA

---

### III.11 : perte de MDEA en tête de l'absorbeur : (F-502)

Au niveau de l'absorbeur, les pertes de MDEA sont sous deux formes, par entrainement et par vaporisation.

#### III.11.1 : Perte par entrainement :

Sachant que l'efficacité du demi ter est de 99,9 %

Et l'entrainement au niveau de premier plateau de la colonne est de 1% massique du débit de GN , alors

$$P_S^E = (G_{GN} \times 0.001 \times 0.1) / \rho_{GN}$$

Où :

$P_S^E$  : Pertes de la solution de MDEA par entrainement ( $\frac{kg}{h}$ )

$$P_S^E = \frac{278740}{0.84} \times 0.001 \times 0.1 = 33.18 \text{ kg/h}$$

Pour une solution de 45%

$$P_{MDEA}^E = 33.18 \times 0.45 = 14.93 \text{ Kg/H}$$

$$P_{MDEA}^E = 14.931 \text{ Kg/H}$$

#### III.11.2 : pertes par vaporisation

A partir de la loi de dolton :

$$P_{MDEA} = P_T \times Y_{MDEA} \dots\dots\dots(19)$$

Avec :

$P_{MDEA}$  : pression partielle de MDEA. Elle dépend de la température de contact et la concentration de la MDEA (bars)

$Y_{MDEA}$  : fraction molaire de MDEA dans le GN

$P_T$  : pression totale dans l'absorbeur (bars)

D'après (19)

$$Y_{MDEA} = \frac{P_{MDEA}}{P_T} \dots\dots\dots (20)$$

## CHAPITRE III :ETUDE DES PERTES DE MDEA

$$D'autre part , Y_{MDEA} = \frac{N_{MDEA}}{P_T} \dots\dots\dots(21)$$

$N_{MDEA}$  : nombre de mole d MDEA dans le GN

$N_{GN}$  : nombre de mole du GN

Donc , d'après (20) et (21) , on a :

$$N_{MDEA} = \frac{P_{MDEA}}{P_T} \times N_{GN} \dots\dots\dots(22)$$

Pour une solution de 45% :

$$P_{MDEA} = 0.016 \text{ mmHg} = \frac{0.016 \times 1.01325}{760} = 2.13 \times 10^{-5} \text{ bars}$$

$$N_{MDEA} = \frac{2.13 \times 10^{-5}}{42} \times \frac{278740}{22.34} = 6,32 \times 10^{-3} \text{ k mole /h}$$

$$P_{MDEA}^V = 0,38 \text{ Kg/h}$$

$P_{MDEA}^V$  : pertes MDEA pur par vaporisation (kg/h)

**Tableau.III.7 : pertes de la solution MDEA :**

Pertes MDEA pur	$P_{MDEA}$ (kg/h)	
En tête de régénérateur	9.44	$R_{MDEA}$
Par entrainement ( absorbeur )	14.93	$P_{MDEA}^E$
Par vaporisateur (absorbeur)	0.38	$P_{MDEA}^V$

### III. 12.Débit D'eau Entête du ballon séparateur De gaz Acide (G-502)

$$G_T = G_{H_2O} + G_{CO_2}$$

$G_T$  : débit totale des vapeurs entête (G-502)

$G_{H_2O}$  : débit de  $H_2O$

$G_{CO_2}$  : débit de  $CO_2$

$$G_{H_2O} = G_T \times Y_{H_2O}$$

$$G_{H_2O} = (G_{H_2O} + G_{CO_2}) \times Y_{H_2O}$$

### CHAPITRE III :ETUDE DES PERTES DE MDEA

---

$$G_{H_2O} \times (1 - Y_{H_2O}) = G_{CO_2} \times Y_{H_2O}$$

$$G_{H_2O} = G_{CO_2} \times Y_{H_2O} / (1 - Y_{H_2O}) \dots \dots \dots (23)$$

$$P_T = P_{H_2O} + P_{CO_2}$$

$$P_{H_2O} = P_T \times Y_{H_2O}$$

$P_{H_2O} = P_T \times X_{H_2O}$  (on néglige la solubilité de  $CO_2$  dans l'eau).

$$X_{H_2O} + X_{CO_2} = 1 \text{ et } (X_{CO_2} \approx 0)$$

Par conséquent :  $P_{H_2O} = P^{\circ}_{H_2O}$

$$P^{\circ}_{H_2O} = P_T \times Y_{H_2O}$$

$$Y_{H_2O} = P^{\circ}_{H_2O} / P_T \dots \dots \dots (24)$$

$$Y_{H_2O} = 0.135 / 1.48 = 0.09$$

On remplace (24) dans (23) on obtient :

$$G_{H_2O} = (G_{CO_2} \times P^{\circ}_{H_2O} / P_T - P^{\circ}_{H_2O}) - G_{MDEA}$$

$P_T$  : la pression totale ;  $P_T = 1,5 \text{ Bars} = 1.48 \text{ atm}$

$P^{\circ}_{H_2O}$  : pression de vapeur d'eau saturante à  $51^{\circ}C$  et égale à  $P^{\circ}_{H_2O} = 0,135 \text{ atm}$ .

$P^{\circ}_{CO_2}$  : pression de  $CO_2$

$G_{CO_2}$  :débit  $CO_2$ en (kg/h) .

$$G_{H_2O} = 25.07 \times 44 \times 0,135 / (1,48 - 0,135) - 62,509$$

$$G_{H_2O} = 48,20 \text{ kg/h.}$$

#### III.13. Le débit d'eau qui retourne à la colonne de régénérateur :

$$L_{H_2O} = W_{F501} - G_{H_2O} \dots \dots \dots (25)$$

$$L_{H_2O} = 9442,24 - 48,20$$

$$L_{H_2O} = 9394,22 \text{ kg/h}$$

### III.14 :calcul sur les échangeurs de la section MDEA

#### III.14.1 : L'échangeur MDEA Riche /MDEA pauvre (E503 AB)

Le calcul de flux de chaleur se fait selon l'équation d'échange de chaleur suivante :

$$Q_{E503} = L_{MDEA}^{RICHE} \times Cp_{MDEA}^{RICHE} \times (T_2 - T_1) = L_{MDEA}^{PAUVRE} \times Cp_{MDEA}^{pauvre} \times (t_2 - t_1) \dots \dots \dots (26)$$

Avec :

$L_{MDEA}^{RICHE}$  : Débit massique de MDEA riche en (kg/h)

$L_{MDEA}^{PAUVRE}$  : Débit massique de MDEA pauvre ( kg/h)

$Cp_{MDEA}^{RICHE} = Cp_{MDEA}^{pauvre}$  : chaleur spécifique de MDEA riche et MDEA pauvre en (kg/h °C).

$T_1$  et  $t_1$  : les températures d'entrée de MDEA riche et de MDEA pauvre en °C

$T_2$  et  $t_2$  : les températures de sortie de MDEA riche et de MDEA pauvre en °C

$L_{MDEA}^{RICHE} = L_{MDEA}^{PAUVRE} = L$  c'est le débit circulation (kg/h)

Les données de l'échangeur de MDEA :

$$t_1 = 67.38 \text{ °C} \quad \text{et} \quad t_2 = 98 \text{ °C}$$

$$Cp_{MDEA}^{RICHE} = Cp_{MDEA}^{RICHE} = 4 \text{ (kg/h °C)}$$

$$Q_{E503} = L_{MDEA}^{RICHE} \times Cp_{MDEA}^{RICHE} \times (T_2 - T_1)$$

$$Q_{E503} = 17948.96 \times 4 \times (98 - 67.38)$$

$$Q_{E503} = 2198388.6 \text{ kg/h} = 2.1 \times 10^6 \text{ kg /h}$$

#### III.14.2 :calcul de la température de sortie de la MDEA

Pauvre de l'échangeur (E 503 A/B) :

$$Q_{E503} = L_{MDEA} \times Cp_{MDEA} \times (T_1 - T_2)$$

$$T_2 = T_1 - (Q_{E503} / L_{MDEA}^{PAUVRE} \times Cp_{MDEA}^{RICHE})$$

## CHAPITRE III :ETUDE DES PERTES DE MDEA

---

$$T_1 = 118 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_2 = 118 - (2193388.6 / 17948.96 \times 4) = 118 - 30.62$$

$$T_2 = 87.38 \text{ } ^\circ\text{C}$$

### III.15 : Bilan thermique sur le condenseur (E501)

La quantité de la chaleur échangée dans le condenseur est calculée

Selon la relation suivante :

$$Q_{E501} = W_{501} \times (H_V + Cp_m) \times (T_2 - T_1) \dots \dots \dots (27)$$

$W_{501}$  : Débit de vapeur sortant en tête de régénérateur (kg/h)

$H_V$  : enthalpie de la vapeur à une température de :

$Cp_m$  : capacité calorifique du mélange (kJ/kg-°C)

$T_e$  : température d'entrée de condenseur  $T_e = 107 \text{ } ^\circ\text{C}$

$T_s$  : température de sortie de condenseur  $T_s = 52 \text{ } ^\circ\text{C}$

$$Cp_m = Y_{CO_2} \times Cp_{CO_2} + Y_{H_2O} \times Cp_{H_2O}$$

D'après l'équation (2) on a obtenue :  $Y_{H_2O} = 0.09$

$$Y_{H_2O} = 1 - Y_{CO_2}$$

$$Y_{H_2O} = 1 - 0.09$$

$$Y_{H_2O} = 0.91$$

$$Cp_{H_2O} = 1.88 \text{ kJ/kg } ^\circ\text{C}$$

$$Cp_{CO_2} = 0.87 \text{ kJ/kg } ^\circ\text{C}$$

$$Cp_M = (0.91 \times 0.87 + 0.09 \times 1.88)$$

$$Cp_M = 0.96 \text{ kJ/kg } ^\circ\text{C}$$

$$Q_{E501} = 9442.4 \times (2745 + 0.96 \times (107 - 52))$$

## CHAPITRE III :ETUDE DES PERTES DE MDEA

$$Q_{E501} = 2.25 \times 10^7 \text{ kJ /kg}$$

### III.16 :bilan thermique sur le refroidisseur ( E504)

L'équation suivante nous donne la qualité de chaleur échangée en( E 504 )

$$Q_{E504} = L_{MDEA} \times C_{pMDEA} \times (T_1 - T_2) \dots \dots \dots (28)$$

Température d'entrée  $T_1 = 87.38 \text{ }^\circ\text{C}$

Température de sortie  $T_2 = 38 \text{ }^\circ\text{C}$

$$Q_{E504} = 17948.96 \times 4 \times (87.38 - 38)$$

$$Q_{E504} = 17948.96 \times 4 \times 49.38$$

$$Q_{E504} = 3.545278.5 \text{ kg/h}$$

$$Q_{E504} = 3.5 \times 10^6 \text{ kg /h}$$

### Tableau.III.8 : calcul pour différent équipements :

Débit d'eau en tête du ballon séparateur de gaz acide (G-502)	$G_{H_2O} = 48,20 \text{ kg/h}$
Le Débit d'eau qui retourne à la colonne de régénération	$L_{H_2O} = 9394,22$
Calcul sur les échangeurs de la section MDEA	
Echangeur MDEA riche/MDEA pauvre (E-503A/B)	$Q_{(E503)} = 2,1 \times 10^6$
Calcul de température de la sortie de MDEA pauvre d'échangeur (E - 503 A/B)	$T_2 = 87,38 \text{ }^\circ\text{C}$
Qualité de chaleur échangée dans le condenseur (E501)	$Q_{(E501)} = 2,25 \times 10^7$
La quantité de chaleur en le refroidisseur (E-504)	$Q_{(E504)} = 3,5 \times 10^6$

## Conclusion générale

Dans ce travail nous avons étudié le traitement du gaz naturel par le procédé de décarbonatation, par solvant chimique pour réduire le teneur de CO<sub>2</sub>, cela provoque une série de problèmes nous leur rappeler la corrosion des équipements et des tuyauteries ainsi que le givrage (solidification) dus à la formation de cristaux de dioxyde de carbone "CO<sub>2</sub>" dans les zones de liquéfaction du gaz naturel fonctionnant à des températures très basses.

Cette étude a permis de faire un remplacement de la solution de MEA au niveau de la colonne de décarbonatation par une solution de MDEA pour sélectionner le meilleur solvant.

Après cette étude nous avons arrivé la conclusion suivant :

- La décarbonatation réduire les risques de corrosion des pipes surtout en présence de molécules d'eau libres et élimine les risques de solidification dans les procédés cryogéniques.
- La capacité calorifique augmente avec l'élimination du CO<sub>2</sub>
- La chaleur spécifique augmente avec la décarbonatation ;
- L'enthalpie du gaz augmente avec la diminution du teneur en CO<sub>2</sub> ;

Le dioxyde de carbone présent dans le gaz naturel doit être éliminés pour :

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

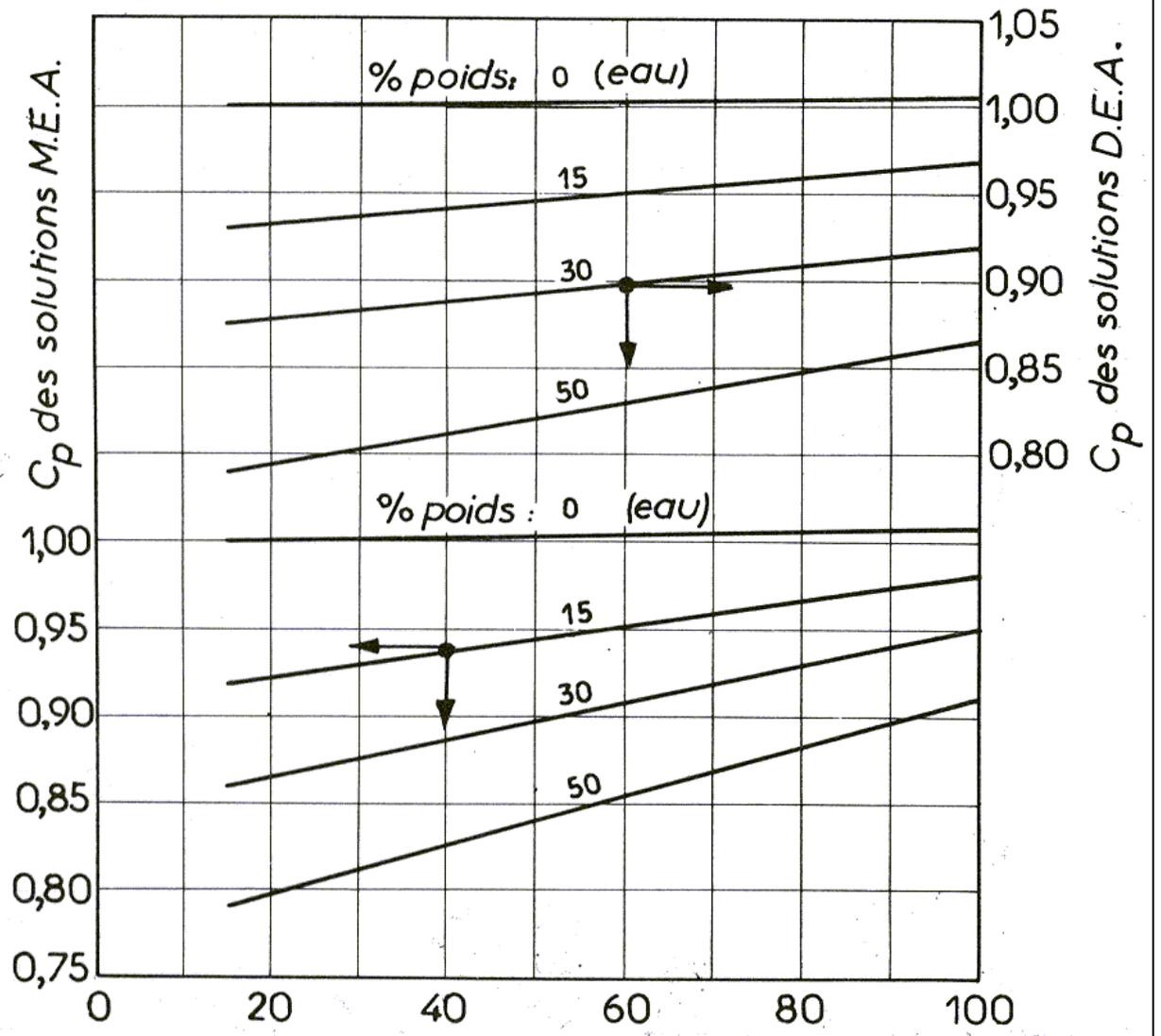
Le but de cette étude consiste au remplacement de la solution de MEA par une autre solution d'alcanolamine qui garderait la même efficacité tandis qu'elle diminue la consommation de l'énergie. Nous avons pensé à une solution d'alcanolamine tertiaire la N-méthyl-diéthanolamine (MDEA). Cette solution réagisse plus rapidement avec le CO<sub>2</sub>, et est utilisée pour leur sélectivité et leur capacité d'absorption qui est nettement plus élevée que celle des amines primaires et secondaires. De plus ces deux solutions sont déjà expérimentées dans d'autres unités de décarbonatation de diverses industries algériennes.

# **BIBLIOGRAPHIE**

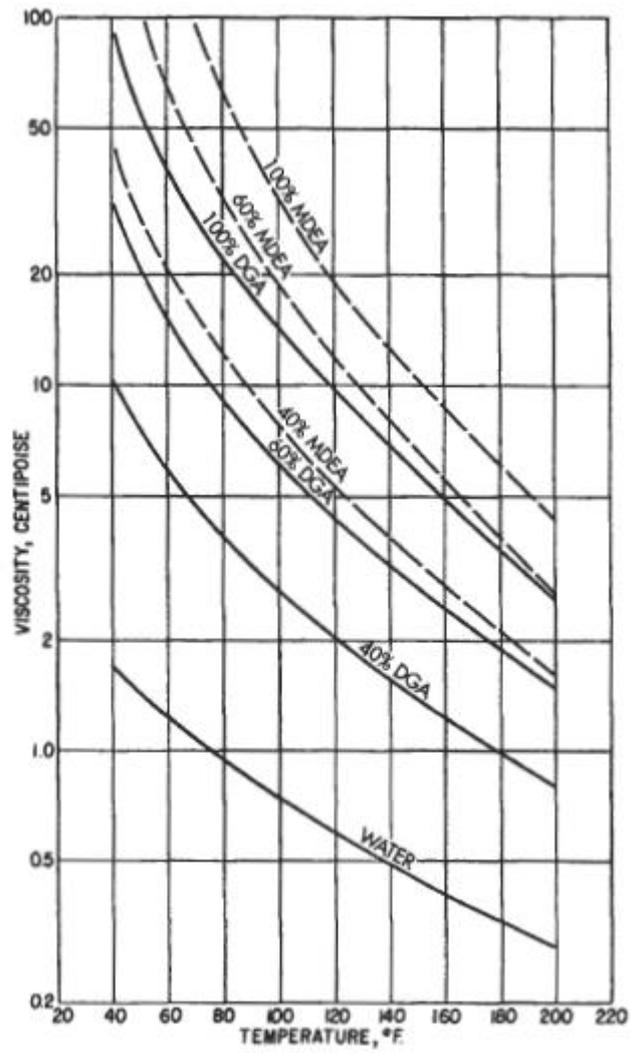
# Bibliographie

- [1] : P. WHUITIER . Raffinage et genie chimique . Edition de l'institut français du petrol . ISBN 2 -7108- 0198-1.
- [2] rapport de stage GL2/Z.
- [3]:P. LEPRINCE . Le raffinage du pétrole 3 PROCEDES DETRANSFORMATION, Institut français du pétrole, Edition technip Paris1998. ISBN 2-7108-0730-0.
- [4]: A.ROJET . Le gaz naturel production traitement et transport. Edition TECHNIP« PARIS » -1997,page 253-2993
- [5]: A.ROJET. Le gaz naturel production traitement et transport. Edition TECHNIP « PARIS » -1997, page 253-299[5]: Gaz purification. Arthur Kohl, Richard Nielsen. Edition Gulf publishing CompanyHouston, Texas1997, ISBN 0-88415-220-0.
- [6]COPIGNEAUX. Distillation. Absorption colonnes garnies, Techniques de l'ingénieur, traité génie des procédés .[7] : K.DALLALI , GAZ NATUREL RAPPORT DE STAGE GL2/Z . UNIVERSITE D'ORAN , ALGERIE , 2010.
- [8] : Revue trimestriel de Sonatrach. Revue .Décembre 2007.
- [9] L.Terrence,Y. Donaldson and N. Nguyen. 1980.Carbon Dioxide Reaction Kinetics and Transport in Aqueous Amine Membranes
- [10] Arthur Kohl , Richard Nielsen, 1997. Gas purification 5<sup>eme</sup> edition Gulf Publishing CompanyHouston, Texas, United States of America
- [11] P. Wuithier , 1972. Raffinage et génie chimique Tome I (Lavages des gaz par des solutions d'amines), Edition Technip; France
- [12] : Manuel opératoire du procédé de liquéfaction du complexe GL1 /Z.
- [13] : GUERRICHA MA, KHELLOU S. Récupération de CO2 rejeté vers l'atmosphère au niveau de la section décarbonatation d'une unité de traitement de gaz naturel: UNIVERSITE KASDI MARBAH OUARGLA 2012/2013.
- [14] : Pierre C. Distillation. Absorption Colonnes garnies. Techniques de l'ingénieur Opérations unitaires : séparation Gaz-Liquide. "1993/03/10.
- [15]. Arthur L. Kohl and Fred C. Riesenfeld. Purification du gaz naturel, 4eme edition, 1985.
- [16]. Grancher, P.; Blanc, C.; Mathieu, P.; Nougayrède, J.; Tellier, J. Développements récents des techniques de Claus appliquées aux gaz naturels et aux gaz de raffineries. Information Chimie 1980, 199, 145.
- [17]. Mokraoui, S. Mesures et modélisation des solubilités mutuelles dans les systèmes aqueux hydrocarbures-alcanolamines.Thèse de doctorat, école des mines de paris, décembre 2006.
- [18]Absorption avec réaction chimique. Techniques de l'ingénieur.

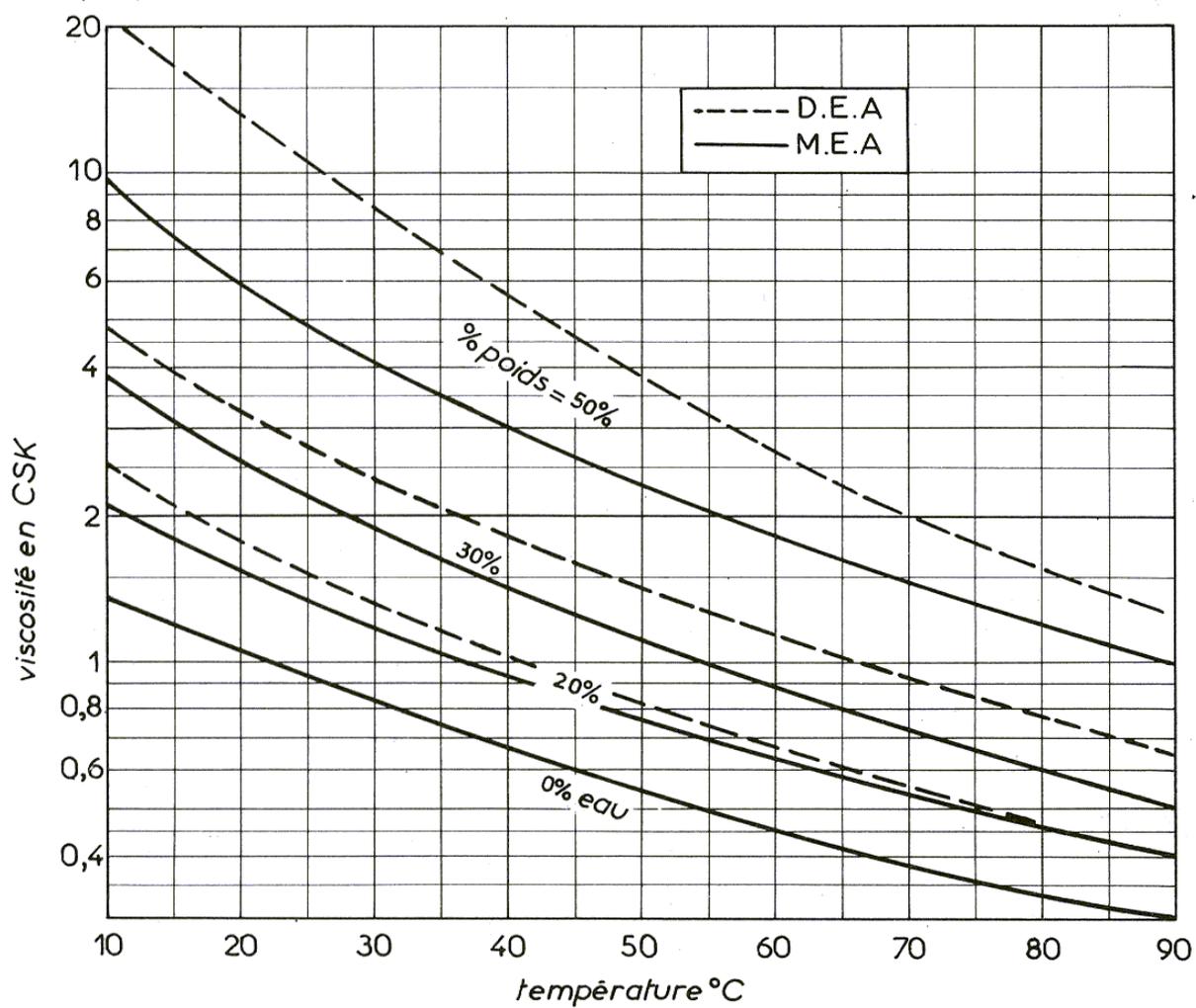
# ANNEXE



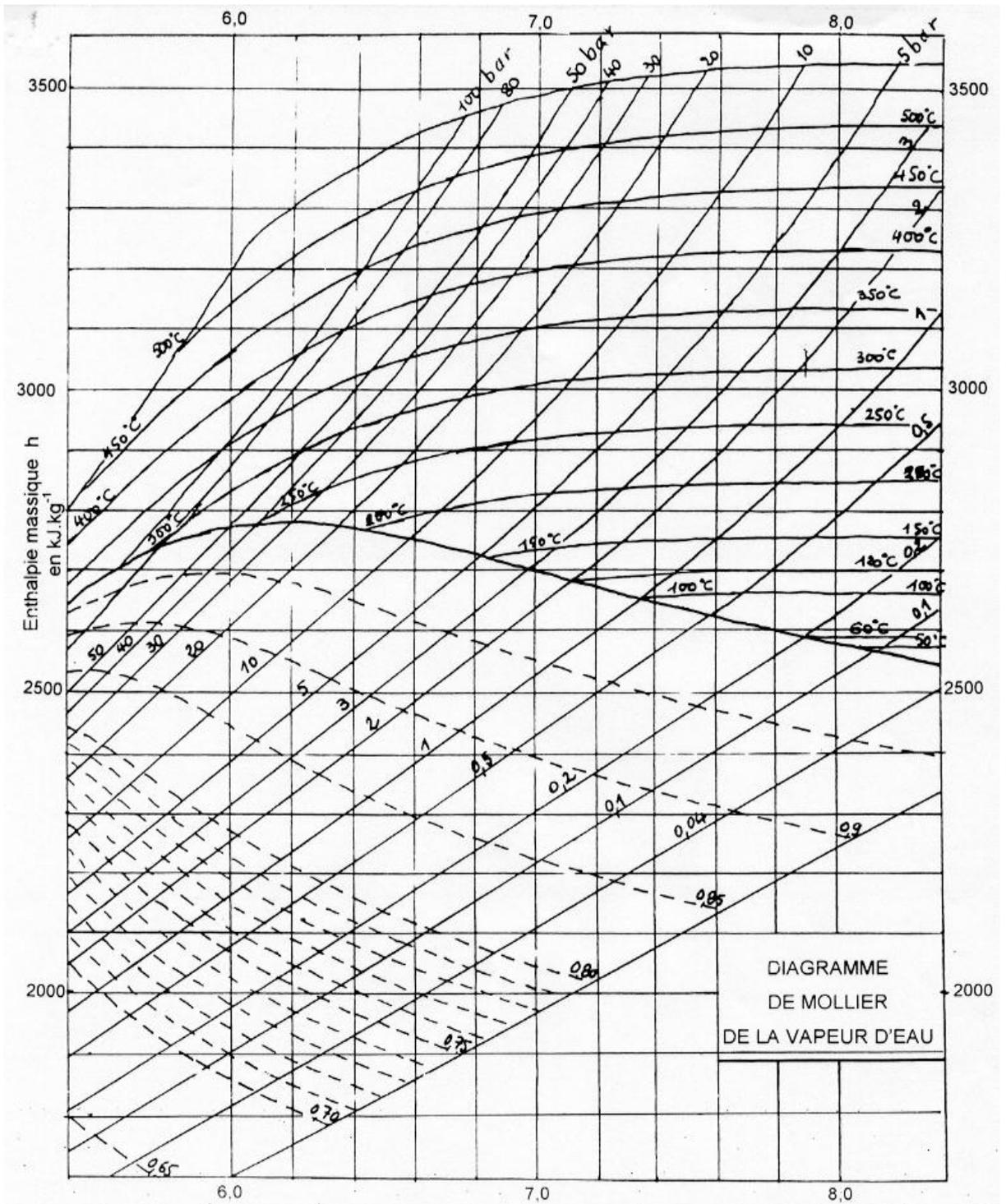
ANNEXE .1. Chaleurs spécifiques des solutions aqueuses DEA et MEA [14]



**ANNEXE .2. Viscosity of Diglycolamine and methyldiethanolamine solutions. MDEA [13]**

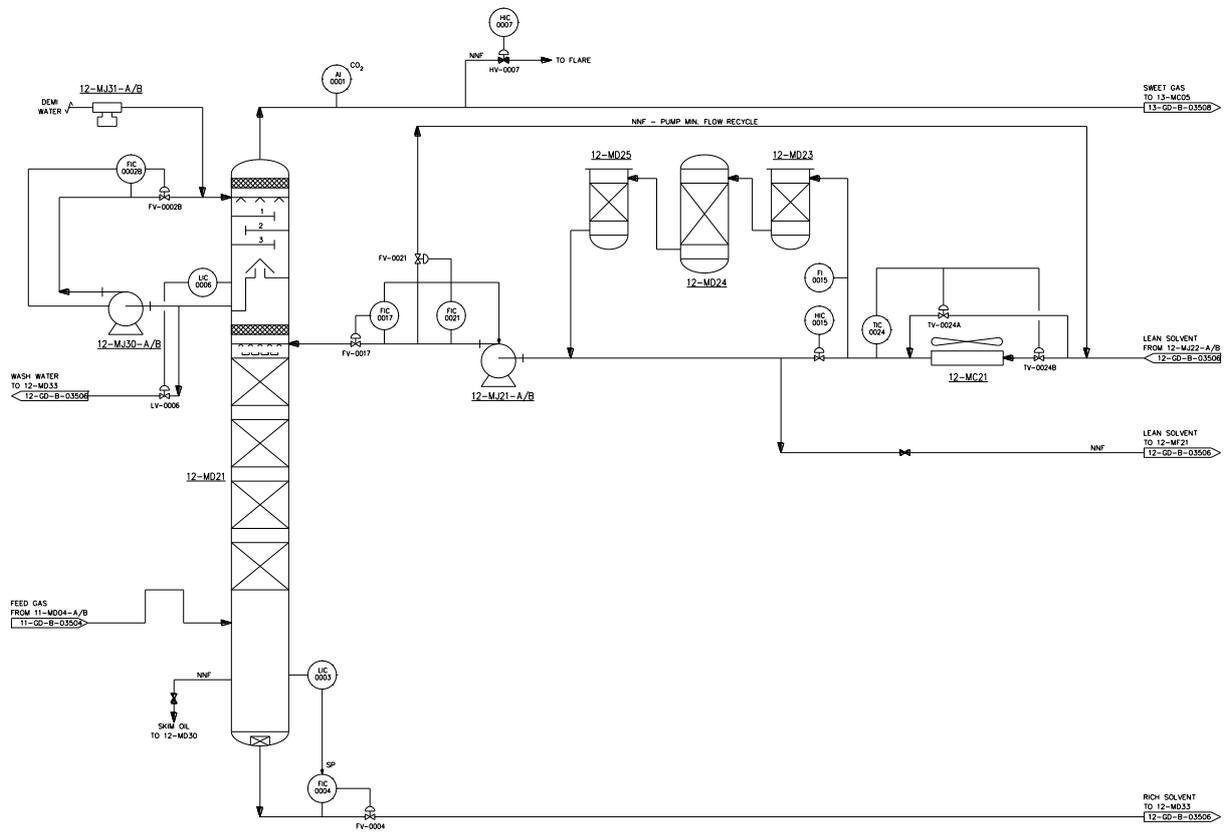


**ANNEXE.3. Viscosité des solutions aqueuses DEA et MEA [14]**

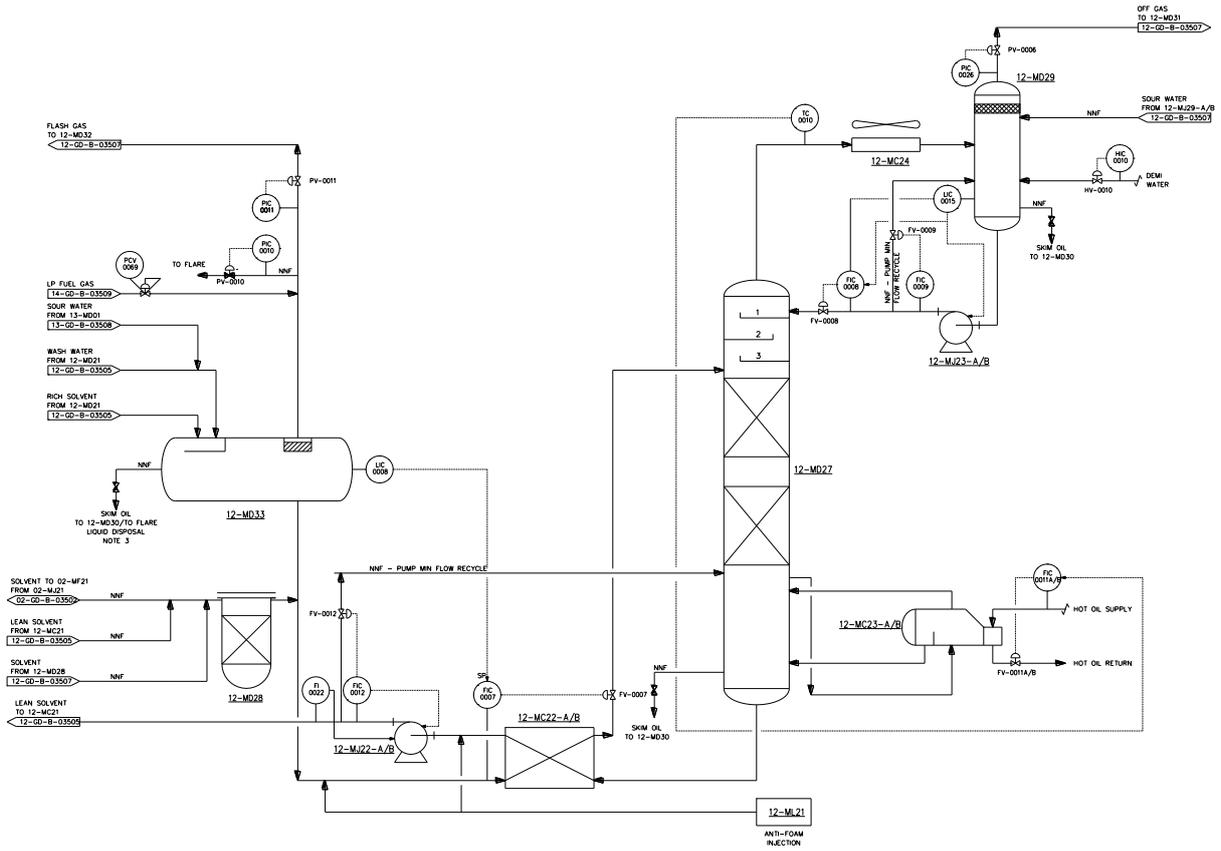


ANNEXE.4. Diagramme de mollier [14]





**Figure.II.2 :Section d'Absorption des CO<sub>2</sub> par MDEA**



**Figure II.3 :** Schéma des tuyauteries et instrumentation : procédé unité de liquéfaction Elimination du CO<sub>2</sub> - régénérateur