



UNIVERSITE  
ABDELHAMID IBN BADIS  
DE MOSTAGANEM

UNIVERSITE ABDELHAMID IBN BADIS DE MOSTAGANEM

Faculté des Sciences et Technologie

Département de Génie des Procédés

N° D'ORDRE : M.../2010

## Mémoire

Présenté pour obtenir le  
DIPLOME DE MAGISTER

Spécialité : Génie des Procédés

OPTION : Traitement de Pétrole Et de Gaz

Par

M<sup>elle</sup> BOULAKOUD Manel

***CALCUL TECHNOLOGIQUE, CINÉTIQUE ET  
MODÉLISATION D'UN PROCÉDÉ  
D'ÉPURATION DE GAZ NATUREL***

Date de soutenance :

Membres du jury :

Président : Mr. BESTANI Benaouda

M.C.A à L'université de Mostaganem

Examineur : Mr. FEDDAG Ahmed

M.C.A à L'université de Mostaganem

Examineur : Mr. BELHAKEM Ahmed

M.C .A à L'université de Mostaganem

Co-Encadreur : Mr AZZIZ Zoubir

M.C .A à L'université de Mostaganem

Rapporteur : Mr. BENEDDRA Abdelkader

M.C .A à L'université de Mostaganem

## *Dédicace*

*Je dédie ce modeste travail à :  
Mon défunt père, que Dieu l'accueille dans son vaste paradis.*

*Celle qui m'a entouré d'amour et de tendresse et qui m'a étoilé le chemin d'étude avec son aide et son soutien, à toi maman.*

*Mes très chers frères Billal et Ilyes.*

*Mes très chers grands parents.*

*Toute ma famille et en particulier Wahiba.*

*Tous mes amies que j'aime et en particulier BOURAHLA Sarah.*

**BOULAKOUD Manel**

## **Remerciements**

*En premier lieu, Je remercie **Dieu** le tout puissant de m'avoir donnée le courage et la patience pour terminer ce travail.*

*Je tiens à exprimer tout particulièrement ma gratitude à mon encadreur ; Mr **BENEDDRA Abdelkader** pour son accueil, son soutien, sa disponibilité et son encouragement, sa passion du travail et ces conseils durant toute la période de mon mémoire.*

*J'exprime ma profonde reconnaissance à Monsieur **BELHAMITI Omar** pour son aide, sa grande disponibilité et ses précieux conseils pour mener à bien ce travail.*

*Je tiens à remercier Monsieur **B.BESTANI** d'avoir eu la gentillesse d'accepté de présider mon jury.*

*Je remercie vivement Messieurs **A.FEDDAG, A BELHAKEM** qui ont examiné ce manuscrit et qui m'ont honoré de leurs participation au jury pour l'évolution de mon travail.*

*Je remercie ma famille pour son aide et son soutien moral et je remercie tout particulièrement ma mère pour son amour et pour son indispensable soutien.  
Merci Maman.*

*Enfin, Je remercie toutes les personnes qui m'ont aidé, de près ou de loin pour réaliser ce travail.*

## Résumé :

Le gaz naturel algérien est en partie destiné à l'exportation, d'où la nécessité de le liquéfier, cette dernière opération est possible à la condition d'élimination de CO<sub>2</sub> contenu dans le gaz naturel.

La réduction du CO<sub>2</sub> est spécifiquement faite par les différents alcanolamines tels que la Monoéthanolamine (MEA), la Diéthanolamine (DEA), la Triéthanolamine (TEA) et la Méthyldiéthanolamine (MDEA).

Notre but est de trouver un solvant adéquat pour l'absorption, est qui est efficace du point de vue technique et économique. C'est pourquoi un calcul technologique et cinétique et un modèle sont nécessaires pour faire un choix judicieux du solvant.

Mots clés : absorption, MEA, dioxyde de carbone, gaz, cinétique.

## Abstract:

A part of the Algerian natural gas is destined to the exportation, where it should be liquefied is a necessity; this last operation is possible except if we eliminate the CO<sub>2</sub> which the natural gas contains.

The reduction of the CO<sub>2</sub> is specifically done by different alkanolamines such as Monoethanolamine (MEA), Diethanolamine (DEA), Triethanolamine (TEA) and Methyldiethanolamine (MDEA).

Our objective is to find a solvent which is adequate to the absorption and that is efficient from the technical and economic point of view.

An experimental study (technical, kinetic and modeling) will be necessary to make a convenient choice for the solvent.

**Key words:** absorption, MEA, carbon dioxide, gas, kinetic.

# LISTE DES TABLAUX :

<b>Tableau 1 :</b> composition typique du gaz naturel	7
<b>Tableau 2 :</b> composition du gaz naturel Algérien	7
<b>Tableau 3 :</b> spécifications types des unités de production de gaz naturel liquéfié	15
<b>Tableau 4 :</b> procédé de traitement de gaz acides couramment utilisés	16
<b>Tableau 5 :</b> les solvants utilisés pour l'absorption physique	21
<b>Tableau 6 :</b> nombre de groupes fonctionnels dans les principales alcanolamines	30
<b>Tableau 7 :</b> quelques propriétés physiques des solvants alcanolamines	31
<b>Tableau 8 :</b> valeurs moyennes des enthalpies de réaction des gaz acides dans les amines	35
<b>Tableau 9 :</b> composition de la charge gazeuse non épuré	49
<b>Tableau 10 :</b> la quantité du gaz non épuré	49
<b>Tableau 11 :</b> la quantité et la composition de la solution de MEA pauvre	52
<b>Tableau 12:</b> la composition du gaz épuré à la sortie de l'absorbeur en utilisant la MEA comme solvant	55
<b>Tableau 13:</b> bilan matière de l'absorbeur en utilisant la MEA comme solvant	56
<b>Tableau 14:</b> la quantité et la composition de la solution de DEA pauvre	59
<b>Tableau 15 :</b> composition du gaz épuré à la sortie de l'absorbeur en utilisant la DEA comme solvant	61

<b>Tableau 16</b> : bilan matière de l'absorbeur en utilisant la DEA comme solvant	<b>62</b>
<b>Tableau 17</b> : la quantité et la composition de la solution de MDEA pauvre	<b>65</b>
<b>Tableau 18</b> : la composition du gaz épuré à la sortie de l'absorbeur en utilisant la MDEA comme solvant	<b>68</b>
<b>Tableau 19</b> : bilan matière de l'absorbeur en utilisant la MDEA comme solvant	<b>69</b>
<b>Tableau 20</b> : enthalpie de chaque constituant du gaz non épuré	<b>70</b>
<b>Tableau 21</b> : enthalpie de chaque constituant du gaz épuré en utilisant la MEA comme solvant	<b>72</b>
<b>Tableau 22</b> : bilan thermique de l'absorbeur en utilisant la MEA comme solvant	<b>74</b>
<b>Tableau 23</b> : l'enthalpie de chaque constituant du gaz épuré en utilisant la DEA comme solvant	<b>76</b>
<b>Tableau 24</b> : bilan thermique de l'absorbeur en utilisant la DEA comme solvant	<b>78</b>
<b>Tableau 25</b> : l'enthalpie de chaque constituant du gaz épuré en utilisant la MDEA Comme solvant	<b>80</b>
<b>Tableau 26</b> : bilan thermique de l'absorbeur en utilisant la MDEA comme solvant	<b>82</b>
<b>Tableau 27</b> : la composition de l'absorbant riche (MEA)	<b>89</b>
<b>Tableau 28</b> : la composition de l'absorbant riche (DEA)	<b>95</b>
<b>Tableau 29</b> : la composition de l'absorbant riche (MDEA)	<b>102</b>
<b>Tableau 30</b> : les taux d'absorptions de CO <sub>2</sub> par les trois solvants (MEA, DEA, MDEA)	<b>104</b>

# ***LISTE DES FIGURES***

<b>Figure1</b> : les principaux réserves du gaz naturel au monde, réserves estimées 169.12 Milliards de m <sup>3</sup>	<b>5</b>
<b>Figure 2</b> : chaîne de transport du gaz naturel liquéfié	<b>12</b>
<b>Figure 3</b> : fibre creuse en polyamide	<b>17</b>
<b>Figure4</b> : procédé d'absorption chimique par carbonate de sodium chaude	<b>22</b>
<b>Figure5</b> : schéma de base d'un procédé d'absorption chimique	<b>27</b>
<b>Figure 6</b> : structure moléculaire des différents alcanolamines	<b>29</b>
<b>Figure 7</b> : un bicarbonate et un carbamate	<b>34</b>
<b>Figure 8</b> : absorption physique – absorption chimique	<b>41</b>
<b>Figure 9</b> : schéma de principe d'une unité de décarbonatation du gaz naturel	<b>47</b>
<b>Figure10</b> : Schéma de la colonne d'absorption	<b>48</b>
<b>Figure 11</b> : Courbe de la variation du taux d'absorption en fonction de la température	<b>105</b>
<b>Figure 12</b> : courbe de la variation du taux d'absorption en fonction de la pression	<b>105</b>

# NOMENCLATURE

GNL : Gaz naturel liquéfié

GN : Gaz naturel

CO<sub>2</sub> : Dioxyde de carbone

H<sub>2</sub>S : Sulfure d'hydrogène

MEA : Monoéthanolamine

DEA : Diéthanolamine

MDEA : Méthyldiéthanolamine

P<sub>V</sub> : Pression de vapeur KPa

T<sub>eb</sub> : Température d'ébullition (K)

T<sub>f</sub> : Température de fusion (K)

M : Masse molaire (g/mole)

μ : Viscosité dynamique (Pa s)

P<sub>CO<sub>2</sub></sub> : Pression partielle du CO<sub>2</sub>

X<sub>CO<sub>2</sub></sub> : La fraction molaire du CO<sub>2</sub> en phase liquide

H : La constante de la loi de Henry

C<sub>CO<sub>2</sub></sub> : La concentration en CO<sub>2</sub> dans le solvant

$\phi^0$  : Flux spécifique moyen d'absorption par unité d'aire interfaciale gaz-liquide en l'absence de réaction chimique (mol.m<sup>-2</sup>.s<sup>-1</sup>)

D : Coefficient de diffusion (m<sup>2</sup>.s<sup>-1</sup>)

k<sub>L</sub> : Coefficient de transfert de matière côté liquide (m.s<sup>-1</sup>)

C<sub>CO<sub>2</sub>, i</sub> : Concentration en CO<sub>2</sub> à l'interface gaz-liquide

C<sub>CO<sub>2</sub>, s</sub> : Concentration en CO<sub>2</sub> au sein du liquide

P<sub>CO<sub>2</sub>, i</sub> : Pression partielle en CO<sub>2</sub> à l'interface gaz-liquide en équilibre avec C<sub>CO<sub>2</sub>, i</sub>.

P<sub>CO<sub>2</sub>, s</sub> : Pression partielle en CO<sub>2</sub> à l'équilibre avec C<sub>CO<sub>2</sub>, s</sub>

$\phi_{CO_2}$  : Le flux spécifique moyen d'absorption par unité d'aire interfaciale gaz-liquide en présence de réaction chimique (mol.m<sup>-2</sup>.s<sup>-1</sup>)

G<sub>c</sub> : Débit massique du gaz naturel non épuré (Kg/h)

G : Débit massique du gaz naturel épuré (Kg/h)

V<sub>c</sub> : Volume du gaz naturel non épuré (m<sup>3</sup>)

A<sub>p</sub> : Débit massique de la solution de MEA, DEA, MDEA pauvre (Kg/h)

A<sub>r</sub> : Débit massique de la solution de MEA, DEA, MDEA riche (Kg/h)

V<sub>c</sub> : Volume de la charge gazeuse entrante dans la colonne d'absorption (m<sup>3</sup>/h)

y'<sub>ci</sub> : Pourcentage molaire de « i » constituant

V<sub>ci</sub> : Débit volumique de « i » constituant (m<sup>3</sup>/h)

M<sub>m</sub> : La masse moléculaire moyenne du gaz non épuré (Kg/Kmole)

M<sub>i</sub> : masse moléculaire de « i » constituant

G<sub>ci</sub> : Débit massique de « i » constituant

y<sub>ci</sub> : Pourcentage massique de « i » constituant

y'<sub>CO<sub>2</sub></sub> : Concentration molaire de CO<sub>2</sub> dans le gaz non épuré

t<sub>CO<sub>2</sub></sub> : Le taux d'absorption (mole de CO<sub>2</sub>/mole de solvant)

T : Taux d'absorption réel (mole de CO<sub>2</sub>/mole de solvant)

$N_{MEA}^{CO_2}$  : Le nombre de kilomoles de MEA, DEA, MDEA nécessaire pour l'absorption du  $CO_2$  (Kmole/h)  
 $N_{CO_2}$  : Nombre de kilomoles de  $CO_2$  extraite du gaz naturel (Kmole/h)  
 $G'_R$  : Nombre de kilomoles de gaz riche sans le  $CO_2$  par heure  
 $G_{GR}$  : Nombre de kilomoles de gaz riche par heure  
 $G_{CO_2}$  : Nombre de kilomoles de  $CO_2$  dans le gaz riche  
 $Y'_{1CO_2}$  : Pourcentage molaire relatif de  $CO_2$  dans le gaz riche  
 $Y'_{2CO_2}$  : Pourcentage molaire relatif de  $CO_2$  dans le gaz pauvre  
 $y'_{1CO_2}$  : Pourcentage molaire de  $CO_2$  dans le gaz riche  
 $y'_{2CO_2}$  : Pourcentage molaire de  $CO_2$  dans le gaz pauvre  
 $m_{MEA}^{CO_2}$  : Masse molaire nécessaire pour l'absorption du  $CO_2$  (Kmole/h)  
 $N'_{CO_2}$  : Nombre de kilomoles de  $CO_2$  dans la solution régénérée (Kmole/h)  
 $m_{CO_2}$  : Masse correspondante de  $CO_2$  (Kg/h)  
 $A_p$  : Débit massique de la solution de MEA, DEA, MDEA pauvre nécessaire pour l'absorption du  $CO_2$   
 $X_i$  : Pourcentage massique de « i » constituants  
 $g_i$  : Débit massique de « i » constituants (Kg/h)  
 $X'_i$  : Pourcentage molaire de « i » constituants  
 $n_i$  : Nombre de kilomoles de « i » constituants  
 $V_i^d$  : Volume de « i » constituant dissout dans l'eau de la solution de MEA, DEA, MDEA  
 $\alpha_i$  : Coefficient de solubilité dans l'eau du constituant désiré ( $m^3/m^3$  d'eau)  
 $g_{H_2O}$  : Débit massique de l'eau dans la solution de MEA, DEA, MDEA pauvre (Kg/h)  
 $\rho_{H_2O}$  : Masse volumique de l'eau à une température de  $50^\circ C$  ( $Kg/m^3$ )  
 $V_{CH_4}^c$  : Volume de  $CH_4$  dans le gaz riche ( $m^3/h$ )  
 $V_{C_2H_6}^c$  : Volume de  $C_2H_6$  dans le gaz riche ( $m^3/h$ )  
 $V_{N_2}^c$  : Volume de  $N_2$  dans le gaz riche ( $m^3/h$ )  
 $V_{CO_2}^d$  : Volume du  $CO_2$  dissout dans la solution de MEA, DEA, MDEA ( $m^3/h$ )  
 $V_{CO_2}^c$  : Volume du  $CO_2$  dans le gaz riche ( $m^3/h$ )  
 $V_i$  : débit volumique de « i » constituant ( $m^3/h$ )  
 $G_i$  : débit massique de « i » constituant (Kg/h)  
 $y'_i$  : pourcentage molaire de « i » constituant  
 $y_i$  : pourcentage massique de « i » constituant  
 $G_k$  : Débit massique du gaz absorbé par la solution de MEA, DEA, MDEA (Kg/h)  
 $\sum G_i$  : débit massique du gaz épuré (Kg/h)  
 $A_R$  : Débit massique de la solution de MEA, DEA, MDEA riche (Kg/h)  
 $Q_{VC}$  : quantité de chaleur apportée par le gaz non épuré (KJ/h)  
 $Q_{AP}$  : quantité de chaleur apportée par la solution de MEA pauvre (KJ/h)  
 $Q$  : quantité de chaleur dégagée pendant l'absorption (KJ/h)  
 $Q_V$  : quantité de chaleur emportée par le gaz épuré (KJ/h)  
 $Q_{AR}$  : quantité de chaleur emportée par la solution de MEA, DEA, MDEA riche (KJ/h)  
 $H_g$  : enthalpie du gaz à la température d'entrée dans l'appareil (KJ/Kg)  
 $H_M^{(0)}$  : Enthalpie du mélange du gaz idéal (KJ/Kg)  
 $\Delta H_M$  : correction d'enthalpie (KJ/Kg)  
 $H_L$  : Enthalpie de la solution de MEA, DEA, MDEA entrante à la température d'entrée  
 $t_s$  : La température de l'absorbant saturé ( $^\circ C$ )  
 $c$  : Chaleur spécifique (KJ/Kg $^\circ c$ )  
 $K_i$  : constante d'équilibre chimique  
 $\Pi$  : pression dans la l'appareil (MPa).  
 $\sum n_i$  : nombre de kilomoles réagissant dans le mélange.  
 $\Delta n$  : différence de nombres de Kmols du produit initial et du produit réagissant dans les deux réactions.

$\Delta G_j^\circ$  : Changement du potentiel isobare standard de « j » réaction (KJ/mole)  
R : constante des gaz parfait (KJ/Kmole K)  
T : température de la réaction (K)  
 $\Delta H_j^\circ$  : Changement d'enthalpie de formation (KJ/mole)  
 $\Delta S_j^\circ$  : Changement d'entropie de la réaction (KJ/mole K)  
 $G_i^{R1}$  : Quantité réagissante de « i » constituants (Kg/h)  
 $G_i^{AS1}$  : Quantité de « i » constituants qui restera dans l'absorbant riche (Kg/h)  
 $G_{CO_2}^{Vc}$  : Quantité de CO<sub>2</sub> dans le gaz riche (Kg/h)  
 $G_{RNH_2}^{AP}$  : Quantité de MEA dans la solution pauvre (Kg/h)  
 $G_{CO_2}^{Ap}$  : Quantité de CO<sub>2</sub> dans la solution de MEA, DEA, MDEA (Kg/h)  
 $G_{CO_2}^{abs}$  : Quantité de CO<sub>2</sub> dans l'absorbant saturé (Kg/h)  
 $\rho$ : Le taux d'absorption (%)

## TABLE DES MATIÈRES

# ***INTRODUCTION GÉNÉRALE***

1

## ***I. GÉNÉRALITÉ SUR LE GAZ NATUREL***

<b>I.1.Définition</b>	<b>3</b>
<b>I.2.Historique</b>	<b>3</b>
<b>I.3.Le gaz naturel dans le monde</b>	<b>4</b>
<b>I.3.1-Répartition des ressources gazières dans le monde</b>	<b>4</b>
<b>I.3.2. Origine et composition du gaz naturel</b>	<b>6</b>
<b>I.3.2.1. l'origine du gaz naturel</b>	<b>6</b>
<b>I.3.2.2. Composition du gaz naturel</b>	<b>6</b>
<b>I.3.2.3. Les impuretés</b>	<b>8</b>
<b>I.4.Propriétés du gaz naturel</b>	<b>9</b>
<b>I.4.1.La masse volumique</b>	<b>9</b>
<b>I.4.2.densité</b>	<b>9</b>
<b>I.4.3.Pouvoir calorifique</b>	<b>9</b>
<b>I.4.4. Composition chimique</b>	<b>9</b>
<b>I.5.Les différents types de gaz naturel</b>	<b>10</b>
<b>I.6.Liquéfaction du gaz naturel</b>	<b>10</b>
<b>I.6.1.Application</b>	<b>11</b>
<b>I.7.Le gaz naturel en Algérie</b>	<b>12</b>
<b>I.7.1. Richesse Algérienne en gaz naturel</b>	<b>13</b>
<b>I.7.2. Les réserves gazières en Algérie</b>	<b>13</b>
<b>I.7.3.liquéfaction du gaz naturel Algérien</b>	<b>14</b>
<b>I.8.Utilisation du gaz naturel</b>	<b>14</b>

## **II. ÉPURATION DU GAZ NATUREL**

<b>II.1. Définition</b>	<b>15</b>
<b>II.2. Les différentes techniques d'épuration des gaz</b>	<b>16</b>
<b>II.2.1. séparation par perméation</b>	<b>17</b>
<b>II.2.2. Séparation par distillation</b>	<b>17</b>
<b>II.2.3. Séparation et épuration par adsorption</b>	<b>18</b>
<b>II.2.4. Séparation par absorption</b>	<b>18</b>
<b>II.3. Les différents types d'absorption</b>	<b>19</b>
<b>II.3.1. Les différents types de solvant utilisés dans l'absorption</b>	<b>20</b>
<b>II.3.1.1. Les solvants physiques</b>	<b>20</b>
<b>II.3.1.2. Les solvants chimiques</b>	<b>21</b>
<b>II.3.2. Comparaison entre les solvants chimiques et les solvants physiques</b>	<b>23</b>
<b>II.3.3. Choix du solvant</b>	<b>23</b>
<b>II.3.4. Importance des pressions partielles sur le choix du procédé</b>	<b>24</b>
<b>II.3.5. Effet des impuretés</b>	<b>25</b>
<b>II.4. Épuration du gaz naturel par absorption chimique</b>	<b>25</b>
<b>II.4.1. Principe du procédé d'absorption par les alcanolamines</b>	<b>26</b>
<b>II.4.2. Les facteurs influençant l'absorption</b>	<b>27</b>
<b>II.4.3. Les contacteurs gaz-liquides</b>	<b>28</b>
<b>II.5. Éthanolamines pour adoucissement des gaz acides</b>	<b>28</b>
<b>II.5.1. Caractéristiques et propriétés des alcanolamines</b>	<b>29</b>
<b>II.5.2. Choix de la solution d'alcanolamine</b>	<b>31</b>
<b>II.5.3. Chimisme du procédé</b>	<b>33</b>
<b>II.5.4. Chaleur de réaction</b>	<b>35</b>
<b>II.6. Les problèmes engendrés par l'utilisation des alcanolamines</b>	<b>35</b>

## **III. LA DÉCARBONATION DU GAZ NATUREL**

<b>III.1. But et principe</b>	<b>38</b>
<b>III.2. Théorie de l'absorption</b>	<b>39</b>

<b>III.3. Choix de l'absorbant pour l'épuration du gaz naturel algérien</b>	<b>42</b>
<b>III.4.Régénération de l'absorbant</b>	<b>42</b>
<b>III.5.Les données de conception</b>	<b>43</b>
<b>III.6.Description d'une unité de décarbonatation du gaz naturel</b>	<b>45</b>

## ***IV. CALCUL TECHNOLOGIQUE***

<b>IV.1. Bilan matière en utilisant la MEA comme solvant</b>	<b>48</b>
<b>IV.1.1. Composition de la charge gazeuse</b>	<b>49</b>
<b>IV.1.2. Calcul de la quantité de gaz non épuré</b>	<b>49</b>
<b>VI.1 .3.Absorption des gaz acides par la solution de MEA</b>	<b>50</b>
<b>VI.1 .3.1.Détermination du taux d'absorption de CO<sub>2</sub> par une mole de MEA</b>	<b>50</b>
<b>VI.1 .3.2.Nombre de Kilomoles de MEA nécessaire pour l'absorption du CO<sub>2</sub></b>	<b>51</b>
<b>VI.1 .4.calcul de la quantité et la composition de la solution de MEA pauvre</b>	<b>52</b>
<b>VI .1.5.détermination des quantités de méthane, éthane et d'azote diluées dans la solution</b>	<b>53</b>
<b>VI .1.5.1.détermination du volume de méthane dissout dans l'eau de la solution de MEA</b>	<b>53</b>
<b>VI.1 .5.2.Détermination du volume de l'éthane dissout dans l'eau de la solution de MEA</b>	<b>54</b>
<b>VI.1 .5.3.Détermination du volume de l'azote dissout dans l'eau de la solution de MEA</b>	<b>54</b>
<b>VI.1 .6.les débits volumiques du méthane, de l'éthane, de l'azote et du gaz carbonique dans le gaz épuré</b>	<b>54</b>
<b>VI .1.7.débit massique du gaz absorbé par la solution de MEA</b>	<b>56</b>
<b>VI.1 .8.débit massique de la solution de MEA riche</b>	<b>56</b>
<b>VI .2.Bilan matière en utilisant la DEA comme solvant</b>	<b>56</b>
<b>VI.2 .1. Composition de la charge gazeuse</b>	<b>56</b>
<b>VI .2.2.Absorption des gaz acides par la solution de DEA</b>	<b>57</b>
<b>VI.2 .2.1.Détermination du taux d'absorption de CO<sub>2</sub> par une mole de DEA</b>	<b>57</b>
<b>VI .2.2.2.nombre de Kilomoles de DEA nécessaire pour l'absorption du CO<sub>2</sub></b>	<b>57</b>
<b>VI.2 .3.calcul de la quantité et la composition de la solution de DEA pauvre</b>	<b>59</b>
<b>VI.2 .4.détermination des quantités de méthane, éthane et d'azote diluées dans la solution</b>	<b>59</b>
<b>VI.2 .4.1.détermination du volume de méthane dissout dans l'eau de la solution de DEA</b>	<b>60</b>

VI.2 .4.2.Détermination du volume de l'éthane dissout dans l'eau de la solution de DEA	60
VI.2 .4.3.Détermination du volume de l'azote dissout dans l'eau de la solution de DEA	60
VI.2 .5.les débits volumiques du méthane, de l'éthane, de l'azote et du gaz carbonique dans le gaz épuré	60
VI.2 .6.débit massique du gaz absorbé par la solution de DEA	61
VI.2 .7.débit massique de la solution de DEA riche	62
VI .3.Bilan matière en utilisant la MDEA comme solvant	62
VI.3 .1. Composition de la charge gazeuse	62
VI.3 .2.absorption des gaz acides par la solution de MDEA	62
VI.3 .2.1.Détermination du taux d'absorption de CO <sub>2</sub> par une mole de MDEA	62
VI .3.2.2.nombre de Kilomoles de MDEA nécessaire pour l'absorption du CO <sub>2</sub>	63
VI.3 .3.calcul de la quantité et la composition de la solution de MDEA pauvre	65
VI.3 .4.détermination des quantités de méthane, éthane et d'azote diluées dans la solution	65
VI.3 .4.1.détermination du volume de méthane dissout dans l'eau de la solution de MDEA	66
VI.3 .4.2.Détermination du volume de l'éthane dissout dans l'eau de la solution de MDEA	66
VI.3 .4.3.Détermination du volume de l'azote dissout dans l'eau de la solution de MDEA	66
VI.3.5.les débits volumiques du méthane, de l'éthane, de l'azote et du gaz carbonique dans le gaz épuré	67
VI.3 .6.débit massique du gaz absorbé par la solution de MDEA	68
VI.3 .7.débit massique de la solution de MDEA riche	69
VI.4.bilan thermique de l'absorbeur en utilisant la MEA comme solvant	70
VI.4.1.détermination de la quantité de chaleur apportée par le gaz non épuré	70
VI.4.1.1.détermination de l'enthalpie du gaz idéal	70
VI.4.2. Détermination de la quantité de chaleur emportée par le gaz épuré	71
VI.4.2. 1.Détermination de l'enthalpie du mélange du gaz	72
VI.4.3. Quantité de chaleur apportée par la solution de MEA pauvre	73
VI.4.4.Effet thermique de l'absorbeur	73
VI.4.5. La quantité de chaleur emportée par la solution de MEA riche	73

VI.4.5.1.Détermination de l'enthalpie de la solution de MEA sortante à la température $t_s$	73
VI.5.bilan thermique de l'absorbeur en utilisant la DEA comme solvant	74
VI.5.1.détermination de la quantité de chaleur apportée par le gaz non épuré	74
VI.5.1.1.détermination de l'enthalpie du gaz idéal	74
VI.5.2. Détermination de la quantité de chaleur emportée par le gaz épuré	75
VI.5.2. 1.Détermination de l'enthalpie du mélange du gaz	75
VI.5.3. Quantité de chaleur apportée par la solution de DEA pauvre	76
VI.5.4.Effet thermique de l'absorbeur	77
VI.5.5. La quantité de chaleur emportée par la solution de DEA riche	77
VI.5.5.1.Détermination de l'enthalpie de la solution de DEA sortante à la température $t_s$	77
VI.6.bilan thermique de l'absorbeur en utilisant la MDEA comme solvant	78
VI.6.1.détermination de la quantité de chaleur apportée par le gaz non épuré	78
VI.6.1.1.détermination de l'enthalpie du gaz idéal	78
VI.6.2. Détermination de la quantité de chaleur emportée par le gaz épuré	79
VI.6.2. 1.Détermination de l'enthalpie du mélange du gaz	79
VI.6.3. Quantité de chaleur apportée par la solution de MDEA pauvre	80
VI.6.4.Effet thermique de l'absorbeur	81
VI.6.5.La quantité de chaleur emportée par la solution de MDEA riche	81
VI.6.5.1.Détermination de l'enthalpie de la solution de MDEA sortante à la température $t_s$ .	81

## *V. CALCUL CINÉTIQUE*

V.1.1.Calcul des constantes d'équilibre chimique	84
V.1.1.1. Changement du potentiel isobare pour les deux réactions	84
V.1.2.détermination du nombre de kilomoles de chaque produit obtenu par les deux réactions	85
V.1.2.1.le pourcentage de $(\text{RNH}_3)_2\text{CO}_3$ obtenu par la 1 <sup>ère</sup> réaction	85
V.1.2.2.Le pourcentage de $\text{RNH}_3\text{HCO}_3$ obtenu par la 2 <sup>ème</sup> réaction	86
V.1.3.Détermination des quantités des produits des deux réactions	87
V.1.3.1.Détermination de la quantité de $(\text{RNH}_3)_2\text{CO}_3$ d'après la première réaction	87
V.1.3.2.Détermination de la quantité de $\text{RNH}_3\text{HCO}_3$ d'après la deuxième réaction	88
V.2.Composition chimique de la DEA saturée	90
V.2.1.Calcul des constantes d'équilibre chimique	91
V.2.1.1. Changement du potentiel isobare pour les deux réactions	91
V.2.2.détermination du nombre de kilomoles de chaque produit obtenu par les deux réactions	91
V.2.2.1.le pourcentage de $(\text{R}_1\text{R}_2\text{NH}_2)_2\text{CO}_3$ obtenu par la 1 <sup>ère</sup> réaction	91
V.2.2.2.Le pourcentage de $\text{R}_1\text{R}_2\text{NH}_2\text{HCO}_3$ obtenu par la 2 <sup>ème</sup> réaction	92
V.2.3.Détermination des quantités des produits des deux réactions	93
V.2.3.1.Détermination de la quantité de $(\text{R}_1\text{R}_2\text{NH}_2)_2\text{CO}_3$ d'après la première réaction	93
V.2.3.2.Détermination de la quantité de $\text{R}_1\text{R}_2\text{NH}_2\text{HCO}_3$ d'après la deuxième réaction	94
V.3.Composition chimique de la MDEA saturée	95
V.3.1.Calcul des constantes d'équilibre chimique	96
V.3.1.1. Changement du potentiel isobare pour les deux réactions	96
V.3.2.détermination du nombre de kilomoles de chaque produit obtenu par les deux réactions	97
V.3.2.1.le pourcentage de $(\text{R}_1\text{R}_2\text{R}_3\text{NH})_2\text{CO}_3$ obtenu par la 1 <sup>ère</sup> réaction	97
V.3.2.2.Le pourcentage de $\text{R}_1\text{R}_2\text{R}_3\text{NH-HCO}_3$ obtenu par la 2 <sup>ème</sup> réaction	98
V.3.3.Détermination des quantités des produits des deux réactions	99
V.3.3.1.Détermination de la quantité de $(\text{R}_1\text{R}_2\text{R}_3\text{NH})_2\text{CO}_3$ d'après la première réaction	99
V.3.3.2.Détermination de la quantité de $\text{R}_1\text{R}_2\text{R}_3\text{NH-HCO}_3$	100

d'après la deuxième réaction

## ***VI. MODÉLISATION***

**VI.1.modélisation et interprétation du procédé d'absorption par la MEA      103**

## ***CONCLUSION ET RECOMMANDATION***

## **RÉFÉRENCES BIBLIOGRAPHIQUES**

## **ANNEXES**

***Introduction générale :***

*La demande énergétique mondiale connaît une croissance continue, mais la nécessité d'utiliser des sources énergétiques plus respectueuses de l'environnement donne faveur au gaz naturel car c'est un combustible idéal à haut pouvoir calorifique et d'une grande pureté, donc dans les années à venir la production du gaz naturel deviendra plus supérieure que celle du pétrole.*

*Cette source d'énergie se substitue rapidement en gaz de ville. En outre c'est une matière première de choix pour la pétrochimie qui l'utilise pour la fabrication de l'ammoniac, d'engrais, de méthanol etc.*

*La composition du gaz naturel varie d'un gisement à un autre, il contient naturellement une quantité non négligeable de dioxyde de carbone, de sulfure d'hydrogène ainsi que d'autres impuretés comme l'eau, l'azote, le mercure et d'autres composés soufrés. Ces impuretés posent plusieurs problèmes en particulier, le dioxyde de carbone et le sulfure d'hydrogène qui sont généralement les constituants en plus grandes quantités dans les hydrocarbures qui peuvent causer de sérieux problèmes et qui doivent être éliminés avant son transport et son utilisation. Les enjeux industriels, économiques et techniques de son utilisation se basent sur son traitement.*

*Industriellement, le traitement des hydrocarbures est une étape indispensable. Le choix du procédé approprié dépend de plusieurs facteurs (caractéristique du produit final désiré, les considérations économiques...), les procédés utilisés ont pour but d'éliminer ces impuretés pour augmenter le rendement des procédés et la qualité des produits finis.*

*L'élimination des gaz acides se fait souvent par absorption chimique, les solvants les plus utilisés sont des solutions aqueuses d'alcanolamines tel que la **monoéthanolamine, la diéthanolamine, la méthyldiéthanolamine, la triéthanolamine, etc.***

*Le développement de l'industrie gazière donne aux procédés d'épuration une importance considérable et lui offre d'intéressantes perspectives. L'Algérie occupe une place prépondérante dans le domaine de l'exploitation du GNL et parmi les procédés de préparation des gaz naturels à la liquéfaction celui de la décarbonatation ; ce procédé est utilisé pour éliminer le CO<sub>2</sub> du gaz naturel afin d'éviter le bouchage et le givrage des installations fonctionnant aux basses températures.*

*L'objectif de ce travail est de trouver un solvant adéquat et efficace pour l'absorption du CO<sub>2</sub> du gaz naturel Algérien en faisant une comparaison entre trois solvants (la monoéthanolamine, la diéthanolamine et la méthyldiéthanolamine).*

*Dans les deux premiers chapitres nous décrivons une généralité sur le gaz naturel et le gaz naturel Algérien ainsi que les différents procédés mis en jeux pour l'épurer, dans le troisième chapitre nous présentons le procédé de décarbonatation et son utilité pour l'épuration du gaz naturel Algérien.*

*La partie expérimentale comporte le calcul technologique et cinétique du procédé de décarbonatation pour le cas des trois solvants (la monoéthanolamine, la diéthanolamine et la méthyl-diéthanolamine), dans le sixième chapitre on a fait une modélisation du procédé d'absorption par la monoéthanolamine pour déterminer la variation du taux d'absorption en fonction de la température et la pression.*

*Enfin, une comparaison et des recommandations sont faites pour les trois types de solvant.*

# ***I.GÉNÉRALITÉ SUR LE GAZ NATUREL :***

## **I.1.Définition :**

Le gaz naturel est une énergie primaire bien répartie dans le monde, propre et de plus en plus utilisée. Dispose de nombreuses qualités abondance relative, souplesse d'utilisation, qualités écologiques, prix compétitifs. La mise en œuvre de cette énergie repose sur la maîtrise technique de l'ensemble de la chaîne gazière, qui va de l'extraction aux utilisateurs, en passant par le stockage, le transport, la distribution.

Le gaz naturel est une énergie fossile comme la houille, le charbon ou le lignite. C'est un mélange dont le constituant principal, de 75 % à 95 %, est le méthane (CH<sub>4</sub>). Il est donc composé majoritairement d'hydrogène et de carbone, d'où son nom d'hydrocarbure [1].

## **I.2.Historique :**

Les Chinois furent sans nul doute les plus grands foreurs avant l'emploi des méthodes modernes. Plusieurs siècles avant J-C, ils avaient mis au point des techniques de forage pour obtenir du sel, Ils rencontraient parfois des accumulations de Gaz Naturel. Le gaz était alors capté en tête de puits par des tubes de bambou, et servait à alimenter les chaudières salines ; il assurait en outre l'éclairage des rues et des halles, l'excédent était comme aujourd'hui brûlé à l'air libre [2] [3].

Pendant longtemps le gaz naturel à été considéré comme un parent pauvre de l'exploitation du pétrole, et l'on voyait sur les champs pétroliers mondiales, des centaines de torchères brûlants à l'air libre la plus grande partie du gaz naturel produite en même temps que le pétrole.

La plus part des pays ont rapidement réagi contre un tel gaspillage d'énergie en interdisant de brûler ainsi le gaz à l'air libre et en imposant ; soit une réinjection de ce gaz dans ces formations pétrolières souterraines, soit l'utiliser directement comme source d'énergie.

Les pays industrialisés sont d'énormes consommateurs d'énergie et de matières premières d'origine pétrolière, mais cette dernière a dû être complété et progressivement remplacé par du gaz importé, acheminé par des canalisations sous pressions.

Des gisements très importants furent simultanément découverts en Afrique (Algérie, Lybie, Nigéria), au Moyen-Orient, en Indonésie, en Alaska et en Amérique du sud. L'Europe, la Corée, le Japon et les Etats-Unis étaient des clients potentiels et le marché promoteur.

Les distances de transport (milliers de kilomètres) et les voies maritimes offertes ou imposées (transports intercontinentaux) ont incité à développer une chaîne de transport maritime : le gaz naturel liquéfié (GNL) est transporté à  $-161^{\circ}\text{C}$  dans les cuves thermiques isolées des navires méthaniers. La liquéfaction du gaz permet une très grande réduction du volume des récipients ( $650\text{ m}^3$  de gaz à pression atmosphérique n'occupent qu'un mètre cube à l'état liquide) [4].

Au cours de ces dernières années la consommation du gaz naturel a connu un accroissement particulièrement rapide. Cette tendance devrait augmenter dans les prochaines décennies pour remplacer progressivement les sources d'énergie polluantes (le pétrole et ses dérivés) par cette source relativement propre [5] [6].

Les besoins mondiaux annuels en énergie devraient passer de 180 millions de tonnes équivalents pétrole par jours (mtep/j) en 1995 à 317 mtep/j en 2020 ; ce qui représente une augmentation de 75 % avec 3.3 % de croissance annuelle ; La capacité de production de GNL se développe, de 240 milliards de mètres cubes dans 2005 à 600 milliards de mètres cubes d'ici 2015[7].

Le gaz naturel aura la plus grande part et pourrait être la première source d'énergie en 2050.

### **I.3.Le gaz naturel dans le monde :**

#### **I.3.1-Répartition des ressources gazières dans le monde :**

Les découvertes gazières se sont étendues progressivement à la totalité des continents, au début de 1990, On comptait 73 pays possédant des réserves gazières significatives supérieures à (20 milliards Tep)

L'énergie du nord représentait en 1960 la moitié des réserves mondiales, En 1990 les réserves prouvées ne représentaient qu'environ 6% de la totalité mondiale avec 7580 milliards de  $\text{m}^3$ .

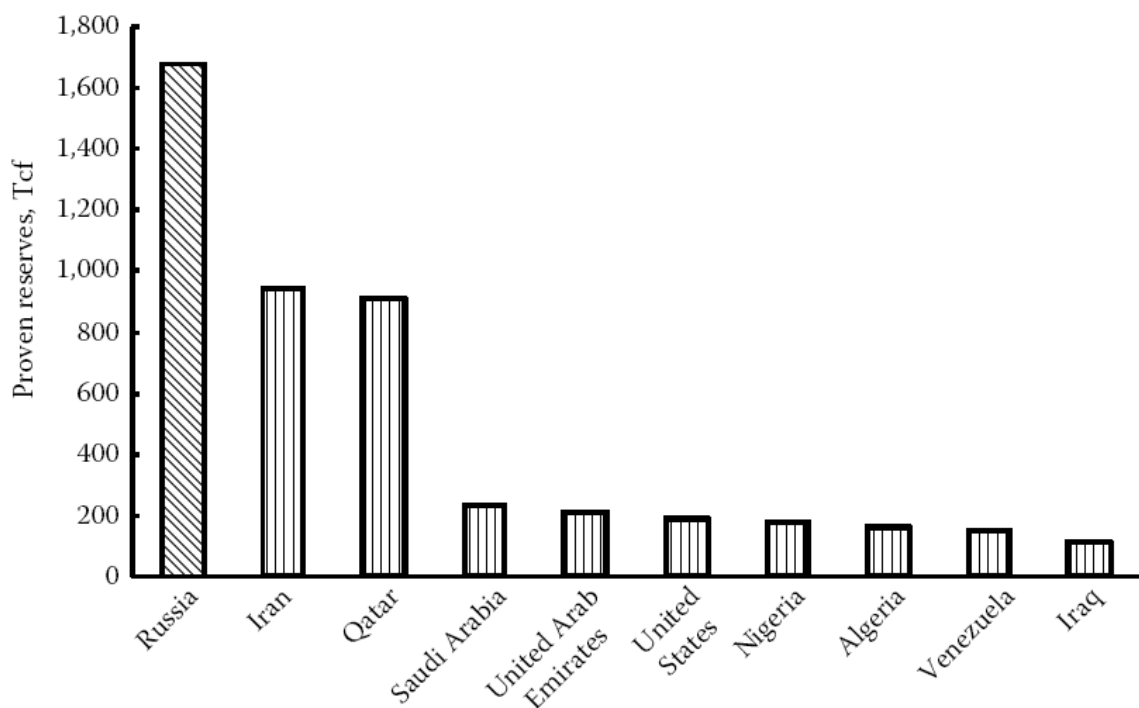
L'Amérique latine est une grande région gazière de 2000 milliards de  $\text{m}^3$  de réserves prouvées entre 1965 et 1975. Grâce aux découvertes au Mexique, Argentine, Chili, Venezuela, Brésil, Pérou, elle passe à 7000 milliards de  $\text{m}^3$  pour représenter 5.5 % de l'ensemble des réserves mondiales.

Les réserves prouvées de l'Europe occidentale se concentrent aux Pays Bas, la Mer du Nord Britannique, la Norvège, l'Irlande, l'Italie, et le Danemark avec une totalité de 5500 milliards de  $\text{m}^3$ .

Les réserves gazières de la CEI passent de 2000 milliards de m<sup>3</sup> entre 1960 à 52000 milliards de m<sup>3</sup> en 1990. Ces ressources se localisent principalement en Sibérie et en Asie centrale.

En Afrique, suite aux découvertes gazières en Algérie, Nigeria et en Libye, le volume des réserves s'est stabilisé entre 7000 ; 8000 milliards de m<sup>3</sup>.

Au Moyen-Orient les réserves de 38 000 milliards de m<sup>3</sup> se répartissent entre l'Iran, et les Pays du Golf (Qatar, Emirates et l'Arabie Saoudite).



**Figure1.** Les principaux réserves du gaz naturel au monde, réserves estimées 169.12 milliards de m<sup>3</sup> [8]

### **I.3.2. Origine et Composition du gaz naturel :**

#### **I.3.2.1. L'origine du gaz naturel :**

Il existe plusieurs formes de gaz naturel, se distinguant par leur origine, leur composition et le type de réservoirs dans lesquels il se trouve. Néanmoins, le gaz est toujours composé principalement de méthane et issu de la dégradation d'anciens organismes vivants, [9] [10] [11].

Les différentes compositions du gaz naturel sont dues à la diversité de ses origines, qui peuvent être :

➤ **Un gaz bactérien :**

Le mode bactérien est dû à l'action de bactéries sur les débris organiques qui s'accumulent dans les sédiments, le gaz ainsi formé est appelé gaz bactérien ou biochimique.

➤ **Un gaz thermique :**

Au cours de l'évolution des bassins sédimentaires, les sédiments sont portés à des températures et pressions croissantes, subissant ainsi une dégradation thermique qui va donner à côté des hydrocarbures, une large gamme de composés non hydrocarbonés.

➤ **Un gaz inorganique :**

Le mode inorganique de formations des gaz d'hydrocarbures reste très secondaire. Les gaz volcaniques ou les sources hydrothermales contiennent parfois du méthane et les inclusions fluides des minéraux des roches métamorphiques ou magmatiques renferment souvent des hydrocarbures légers, principalement du méthane.

### **I.3.2.2. Composition du gaz naturel :**

La composition du gaz naturel varie d'un champ à un autre donc elle est jamais constante car elle dépend du réservoir dont il est extrait.

Le composant principal du gaz naturel (GN) est le méthane (souvent plus de 80 %) ; viennent ensuite les hydrocarbures saturés plus lourds (éthane, propane, etc.) dont les proportions décroissent avec l'augmentation du nombre d'atomes de carbone (tableau1). On peut aussi y trouver de l'azote, de l'hélium, du dioxyde de carbone, de la vapeur d'eau, le mercure et parfois du sulfure d'hydrogène [12].

**Tableau 1:** Composition typique du gaz naturel : [3]

<b>composants</b>	<b>Formule chimique</b>	<b>Volume(%)</b>
Méthane	CH <sub>4</sub>	>85
Ethane	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	3-8
Propane	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	1-2
Butane	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	<1

Pentane	C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	<1
Dioxyde de carbone	CO <sub>2</sub>	1–2
Sulfure d'hydrogène	H <sub>2</sub> S	<1
Nitrogène	N <sub>2</sub>	1–5
Hélium	He	<0.5

**Tableau 2:** composition du gaz naturel Algérien

Composition du gaz naturel algérien ne contenant pas de H <sub>2</sub> S		
Composants (% molaire)	Type de gaz	
	Gaz brut	Gaz épuré à l'entrée du liquéfacteur
He	0.19	0.19
N <sub>2</sub>	5.6	5.61
CO <sub>2</sub>	0.21	0.01
CH <sub>4</sub>	83.40	83.57
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	7.6	7.62
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	1.90	1.90
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.30	0.30
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.40	0.40
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0.12	0.12
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0.13	0.13
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> et C <sub>6</sub> +	0.15	0.15
Total %mol	100.00	100.00
H <sub>2</sub> O ppm(en volume)	15	<1

### I.3.2.3. Les impuretés :

Le gaz naturel contient un certain nombre d'impuretés :

**L'eau :** la plupart des gisements d'hydrocarbures s'étant formé en milieu aqueux, c'est pour ça le gaz naturel contient l'eau, cette eau doit être éliminée par déshydratation [13] pour éviter les problèmes lors du transport ou le changement de condition du gaz (Pression, T°) car elle peut se condenser et former des bouchons.

**Les composés sulfurés:** si la concentration de sulfure d'hydrogène est supérieure à 2 ou 3% alors les COS, CS<sub>2</sub> et les mercaptans peuvent être présents.

L'extraction de gaz acides, tels que le sulfure d'hydrogène  $H_2S$ , à partir de gaz naturel ou de gaz de synthèse reste une opération courante dans les procédés industriels. Le sulfure d'hydrogène doit être entièrement éliminé en raison de sa toxicité et de son pouvoir corrosif, mais aussi pour éviter l'empoisonnement des catalyseurs dans les procédés catalytiques. Vu l'importance des quantités de produits soufrés émises, il est souvent nécessaire de transformer le sulfure d'hydrogène produit en espèces stockables, non dangereuses et réutilisables. Le sulfure d'hydrogène est oxydé en soufre par le procédé Claus [14].

**Gaz carbonique :** on doit l'éliminer car son point de solidification est très élevé, il agit comme un diluant, augmentant ainsi les coûts de transport et diminuant le pouvoir énergétique. Par ailleurs, le dioxyde de carbone est un poison du catalyseur du réacteur de synthèse dans les procédés de synthèse d'ammoniac [15] [16].

**Matières radioactives :** NORM (Naturally occurring radioactive materials) qui présentent des problèmes lors du traitement du gaz. Comme par exemple le radon radioactif qu'on peut le trouver en tête des puits de gaz [17].

**Azote :** n'a pour inconvénient que son volume inerte, il diminue la valeur commerciale du gaz.

**Hélium :** s'il peut être récupéré commercialement, il augmente la valeur commerciale du gaz [18].

**Le mercure:** on peut trouver des traces de mercure dans certains gaz, le niveau signalé varie de  $0.01$  à  $180 \mu g/Nm^3$ , il doit être éliminé car il est très corrosif et peut endommager les échangeurs de chaleurs.

Les spécifications exigent l'élimination du mercure à un niveau de  $0.01 \mu g/Nm^3$  [19].

#### **I.4. Propriétés du gaz naturel:**

On appelle gaz tout corps qui se présente à l'état de fluide expansible et compressible (état gazeux) dans les conditions normales de température et de pression.

Le gaz naturel autant qu'une source d'énergie est une des matières premières qui ont permis la diffusion du progrès économique et social.

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

##### **I.4.1. La masse volumique :**

C'est la masse de l'unité de volume du gaz exprimé en Kg / m<sup>3</sup>, elle est fonction de la température et de la pression, en d'hors des conditions spécifiées on se réfère à des conditions dites normales ou standards :

Condition normale : T = 0°C, P = 1atm.

Condition standard : T = 15°C, P = 1atm.

#### **I.4.2.densité:**

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

#### **I.4.3.Pouvoir calorifique :**

C'est la quantité de chaleur dégagée par la combustion d'une unité de volume du gaz, mesurée dans les conditions de référence. Le pouvoir calorifique pour le gaz naturel s'exprime en (j/m<sup>3</sup>), il est calculé en utilisant les formules de la thermodynamique et les données standards de l'enthalpie [20] :

Il existe deux valeurs de pouvoir calorifique :

**Pouvoir calorifique supérieur (PCS) :** C'est la quantité de chaleur dégagée lorsque tous les produits de combustion sont ramènes à la température ambiante, l'eau formée étant liquide.

**Pouvoir calorifique inférieur (PCI) :** C'est la quantité de chaleur dégagée lorsque tous les produits de combustion sont ramènes à la température ambiante, l'eau restée à l'état vapeur.

#### **I.4.4. Composition chimique :**

Elle indique la nature des composés hydrocarbures et d'autres constituants du gaz et leur importance relative dans le mélange par l'intermédiaire de leur fraction volumique ou moléculaire.

La composition chimique d'un gaz est utilisée pour les études de vaporisation. Elle sert aussi à calculer certaines de ces propriétés en fonction de la pression et de la température (compressibilité, densité) et à définir les conditions de son traitement lors de l'exploitation (extraction des produits liquides).

### **I.5.Les différents types de gaz naturel :**

Le gaz naturel se trouve dans les réservoirs de pétrole comme gaz associé, en solution avec le pétrole (gaz dissous) ou bien dans des réservoirs qui contiennent que des gaz (gaz non associé) [21] [22] [23][24].

L'apparition d'une phase liquide dépend des conditions de température et de pression dans le réservoir et en surface, ce qui conduit à distinguer les types suivants :

- **Gaz sec** : Ne formant pas de phase liquide dans les conditions de production, le gaz est concentré en méthane et contient très peu d'hydrocarbures lourds [25].

### **Caractéristiques :**

Pouvoir calorifique supérieur PCS : 9350 à 9450 Kcal / m<sup>3</sup>.

Teneur en C5+ : ≤ 0.5 % molaire.

Teneur en eau : ≤ 50ppm.

Point de rosée : -5 °C à une pression de 75 Kg / cm<sup>2</sup>.

Densité : 0.66

- **Gaz humide** : Formant une phase liquide en cours de production dans les conditions de surface, il est moins concentré en méthane.
- **Gaz a condensât** : Formant une phase liquide dans le réservoir en cours de production, la phase condensée est riche en constituants lourds.
- **Gaz associé** : Coexistant dans le réservoir avec une phase « huile » (gisement de pétrole) [26]. Le gaz associé comprend le gaz de couverture (phase gazeuse présente dans le réservoir) et les gaz dissous.

## **I.6.Liquéfaction du gaz naturel :**

Le but de la liquéfaction est de réduire le volume du gaz naturel par transformation physique de l'état gazeux à l'état liquide.

Cette opération consiste à refroidir le gaz à des très basses températures aux alentours de -162°C, sous cette forme le gaz voit son volume réduit de 600 fois environs. Grâce à cette réduction, le transfert par méthanier vers le client lointain devient possible et plus rentables [23].

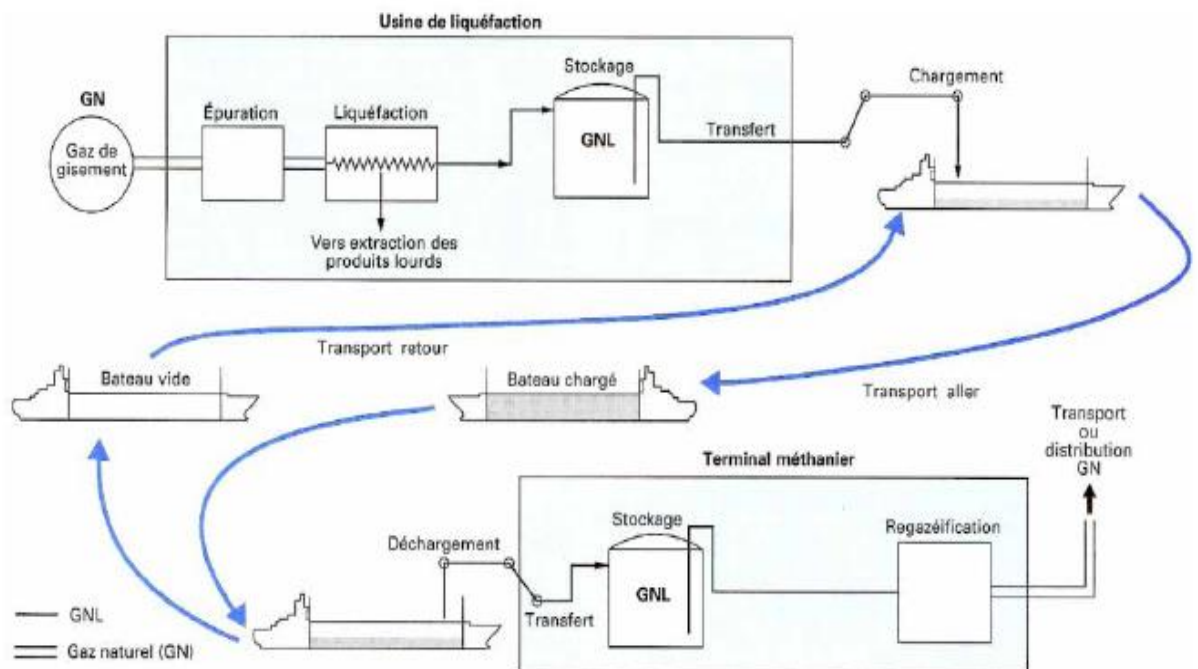
Le gaz naturel liquéfié doit pouvoir être stocké et transporté à la pression atmosphérique, en effet le transport sous pression à été écarté pour des raisons économiques et sécuritaires, la température à laquelle le gaz est stocké sous forme de GNL est voisine de la température d'ébullition du méthane (-161.49°C).

Le gaz est liquéfié sous pression, puis se refroidit de manière à pouvoir être maintenu liquide à la pression atmosphérique. A ces conditions le gaz prend la forme d'un liquide clair, transparent, inodore, non corrosif et non toxique. Le GNL est environ deux fois plus léger que l'eau.

### **I.6.1.Application :**

Le GNL joue un rôle de plus en plus important dans l'industrie mondiale de l'énergie car les réserves mondiales de gaz naturel sont abondantes et son état condensé rend possible son transport sur de longues distances par les voies maritimes, donnant naissance à de véritables chaînes d'approvisionnement incluant les puits producteurs, les usines de traitement, les réseaux de gazoducs, les usines de liquéfaction, les terminaux de chargement des méthaniers, les terminaux d'importation et de stockage, les usines de regazéification et de réinjection au réseau .

Si le commerce maritime du gaz naturel est la principale application de la liquéfaction de ce carburant, il ne faut pas négliger l'emploi du GNL comme carburant pour véhicules lourds, pour le transport terrestre (par camion ou rail) et comme moyen de stockage à court terme du gaz.



**Figure 2.** Chaîne de transport du gaz naturel liquéfié [4]

### I.7. Le gaz naturel en Algérie :

L'Algérie a une importante industrie du gaz naturel, et un important producteur de gaz au niveau mondial.

A la fin de 1953, plusieurs compagnies de sismiques aboutirent à la mise en évidence d'une zone haute pouvant constituer un anticlinal, notamment dans la région de HASSI R'MEL, un premier forage (HR1) a été réalisé en 1956. Huit puits sont alors réalisés, délimitant ainsi une structure anticlinale constituant un grand réservoir de gaz.

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

Quatre puits sont reliés à un centre de traitement permettant l'exploitation commerciale du champ, dès février 1961 deux unités livrent du gaz à GL4-Z à travers un gazoduc reliant HASSI-R'MEL à ARZEW, le condensât était évacué à HAOUDH EL HAMRA.

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

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

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

En 1974, parallèlement à ces études, une extension du centre de traitement était réalisée par l'adjonction de six nouvelles unités d'une capacité totale de 300.106 m<sup>3</sup>/j.

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

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

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

### **I.7.1. Richesse Algérienne en gaz naturel :**

L'Algérie possède des réserves immenses en gaz naturel à savoir le champ de HASSI-R'MEL, qui est l'un des principaux gisements et celui d'AIN - SALAH exploité en l'an 2002. L'Algérie est placée au quatrième rang, en possédant 10% environ des réserves mondiales.

L'exploitation de gaz naturel en provenance de l'Algérie atteindra 80 milliards m<sup>3</sup> de production. Autrement dit l'Algérie deviendra le premier exportateur dans ce secteur.

### **I.7.2. Les réserves gazières en Algérie :**

En janvier 2003 les réserves prouvées de gaz naturel sont estimées à 4,077.109m<sup>3</sup>. Au cours des dix dernières années les bassins de BERKINE et d'ILLIZI ont enregistré les taux de réussite les plus élevées dans l'exploration, avec respectivement 51% et 50%.

Parmi les autres bassins de BERKINE qui se classent comme les plus fructueux figure le bassin d'OUED MYA ou ils ont effectué une autre découverte de gaz et de pétrole en 2002, ainsi que les bassins de TIMIMOUN et HASSI MESSAOUD.

Il est estimé actuellement que des investissements de l'ordre de 7Milliards de \$ devront être débloqués les prochaines années afin de développer toutes les découvertes réalisées.

### **I.7.3.liquéfaction du gaz naturel Algérien :**

C'est en 1962, que fut la réalisation de la première et la plus grande usine de production du GNL au monde dénommée « CAMEL » à Arzew réalisée par la société Technip en partenariat avec British International Corporation, en vue de l'exportation du gaz du gisement de Hassi-R'mel, elle est rentrée en marche deux ans plus tard assurant une première livraison vers l'Angleterre.

L'Algérie dispose de cinq usines de liquéfaction de gaz : Arzew GL4Z, Arzew GL1Z, Arzew GL2Z, Skikda GL1KI, Skikda GL1KII, qui dispose d'une capacité de 23.9 millions de tonnes par an.

La chaîne de transport de GNL comprend les principales étapes suivantes :

- Traitement et transport par gazoduc jusqu'à la côte ;
- Traitement du gaz produit pour répondre aux spécifications requises pour la liquéfaction ;
- Stockage et chargement (terminal d'expédition) ;
- Transport par méthaniers ;
- Réception et stockage ;
- Regazéification.

### **I.8.Utilisation du gaz naturel :**

Le gaz naturel constitue une source principale d'énergie fossile. La combustion d'un volume de  $0.028 \text{ m}^3$  de gaz naturel produit 700 Btu à 1.600 Btu de chaleur.

Ces dernières années, sa consommation a été équitablement distribuée à travers tous les lieux, il est employé comme source d'énergie dans tous les secteurs économiques [2] [11].

## **II. EPURATION DU GAZ NATUREL :**

### **II.1. Définition :**

L'expression traitement des gaz acides utilisée dans l'industrie du gaz naturel, se réfère aux procédés permettant l'élimination de CO<sub>2</sub> et H<sub>2</sub>S afin de satisfaire aux spécifications de productions [27]. L'épuration du gaz naturel sert à le débarrasser de ces impuretés pour le transport en gazoduc et pour la liquéfaction, car ces acides faibles et corrosifs présentent un risque pour les équipements et les pipelines. Très souvent le gaz naturel contient d'autres impuretés telles que le COS et CS<sub>2</sub>, les mercaptans, etc. en quantités variables ; l'élimination totale ou partielle de ces composants rentre dans le cadre du traitement des gaz acides.

Le gaz naturel commercialisé doit répondre à un certain nombre de spécification comme il est montré dans le tableau 3 :

**Tableau 3 :** Spécifications types des unités de production de gaz naturel liquéfié [28].

<b>Impureté</b>	<b>spécification</b>
Sulfure d'hydrogène	< 3.5 ppmv
Dioxyde de carbone	< 50 ppmv
Total des composés soufrés (H <sub>2</sub> S + sulfure de carbonyle + composés soufrés organiques)	< 20 mg/m <sup>3</sup>
Dioxyde de soufre	< 250 mg/m <sup>3</sup>
Eau	< 0.5 ppmv
Mercure	< 0.01 µg/m <sup>3</sup>

Le choix du procédé de traitement des gaz acides est important car il peut avoir une grande influence sur les couts en capital et les couts d'exploitation. Le tableau 4 donne les grandes catégories de techniques de traitement des gaz acides, ainsi qu'une liste des procédés couramment utilisés à l'intérieure de chaque catégorie.

**Tableau 4 :** procédé de traitement de gaz acides couramment utilisés.

**Solvants chimiques :**

Amines: méthanolamine, diéthanolamine, triéthanolamine, diglycolamine, diisopropanolamine, méthyl-diéthanolamine [29, 30, 31].

Carbonate de potassium chaud activé : BENFIELD, CATAcarb, LURGI, VETROKE.

**Solvants physiques :**

Solvant fluor, SULFINOL [32], SELEXOL, PURISOL, RECTISOL.

**Lit solide :**

Charbon active, oxyde de fer, tamis moléculaire, oxyde de zinc.

**Autres :**

Distillation, séparation par perméation sur membrane.

Le choix du procédé approprié pour l'élimination de ces contaminants dépend du produit final désiré [3].

En pratique la sélection du procédé approprié dépend de certains facteurs :

- La composition du mélange.
- Les propriétés des constituants.
- La sélectivité pour l'extraction d'une impureté donnée.
- Les considérations économiques.

**II.2. Les différentes techniques d'épuration des gaz :**

Aujourd'hui, plusieurs procédés industriels existent pour la purification des gaz naturels [33, 34, 35]; L'absorption chimique, l'absorption physique, l'adsorption et la perméation à travers une membrane sont les techniques les plus utilisées pour le traitement des gaz [36, 37, 38, 39]

**II.2.1. séparation par perméation :**

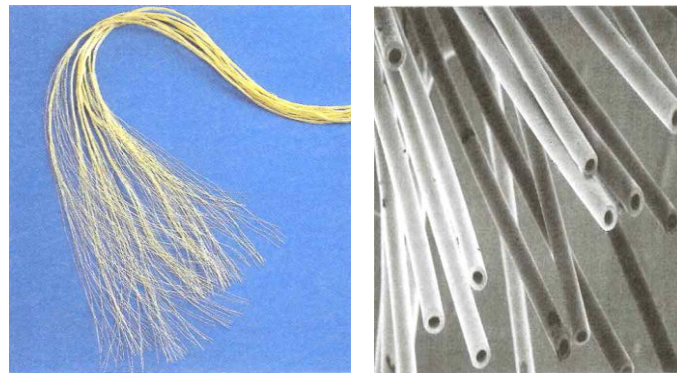
Cette technique utilise des membranes semi-perméables, qui ont la propriété d'être traversées plus facilement par certaines molécules que par d'autre « perméation sélective ». Plusieurs membranes sont développées pour des séparations industrielles [40] [41].

La perméation est utilisée en concurrence ou en association avec d'autres procédés comme par exemple l'adsorption.

**La figure 3** montre les éléments constitutifs du cœur de l'équipement, Ces éléments sont constitués de millions de fibres creuses en polyaramide, fines comme des cheveux.

Les gaz « rapides » diffusent de façon préférentielle à travers la membrane, s'écoulent à l'intérieur de la fibre creuse et sont collectés pour constituer le perméat. Les gaz « lents » s'écoulent autour des parois des fibres et constituent le résidu.

Lorsque la pression partielle des gaz acides est basse (typiquement inférieure à 0.7MPa), les procédés de perméation ne sont pas économiques car leurs capacités sont fortement liées à la pression partielle [42].



**a) grandeur nature**

**b) vue au microscope**

**Figure 3.** Fibre creuse en polyaramide [4]

### **II.2.2.Séparation par distillation :**

La distillation en tant que moyen de séparation des composants de gaz acides est quelquefois une bonne technique. Des exemples types pour la séparation du méthane et du CO<sub>2</sub>, du CO<sub>2</sub> et du H<sub>2</sub>S et du CO<sub>2</sub> et de l'éthane. On rencontre des problèmes particuliers tels la cristallisation du CO<sub>2</sub> dans le séparateur C1- CO<sub>2</sub> et la formation d'un azéotrope dans le séparateur CO<sub>2</sub>-C2. Les étapes du procédé doivent comprendre des méthodes qui évitent ou résolvent les problèmes. La séparation par distillation des composants de gaz acide a une grande attention récemment dans des applications où les gaz sont à très haute teneur en CO<sub>2</sub> et H<sub>2</sub>S.

### **II.2.3.Séparation et épuration par adsorption :**

Cette méthode fait appel à des adsorbants (alumine, gels de silice, tamis moléculaires, charbons actifs, etc.) qui se présentent sous forme de cailloux, de billes, de lentilles, de bâtonnets, dont les dimensions se situent, pour ces usages, entre 1 et 4 mm. L'adsorbant est généralement disposé en vrac dans un récipient, entre deux grilles ; il constitue un lit qui sera traversé par le gaz à séparer ou à épurer.

L'adsorption est utilisée pour éliminer un ou plusieurs constituants présents en faible teneur, comme par exemple la vapeur d'eau dans le gaz naturel (GN).

Pour les cas de l'élimination du CO<sub>2</sub> du gaz naturel, on utilise comme adsorbants les tamis moléculaires car ils ont des performances acceptables pour l'arrêt du CO<sub>2</sub> mais la teneur de ce dernier dans le gaz naturel atteint parfois plusieurs pour-cent. Malheureusement, les tamis qui sont efficaces pour l'arrêt de CO<sub>2</sub> ont également une forte capacité d'adsorption des molécules d'hydrocarbures en C<sub>2</sub> et plus, présentes dans le GN.

Le piégeage de ces molécules, qui n'est pas souhaité, aurait de plus, comme conséquence, une réduction considérable des performances d'arrêt de CO<sub>2</sub> en raison du grand nombre de sites ainsi occupés, c'est pourquoi on n'utilise plus l'adsorption mais l'absorption [4].

### **II.2.4-Séparation par absorption :**

L'absorption consiste à séparer les mélanges de gaz et repose sur la propriété de certains corps appelés absorbants de retenir sélectivement les constituants des mélanges gazeux, c'est une opération unitaire de séparation qui se fait au moyen du transfert de matière. Elle permet de dissoudre les constituants solubles d'un mélange gazeux dans un liquide.

Pour que l'absorption soit possible la pression partielle du soluté dans le gaz doit être supérieure à sa pression partielle dans l'absorbant, c'est-à-dire le gaz et l'absorbant ne peuvent pas être en équilibre. C'est cette différence des pressions partielles du soluté repartie dans le mélange gazeux et le liquide qui constitue le facteur de potentialité de l'échange en sorte que l'absorption est d'autant plus efficace que la différence des pressions est plus forte. L'absorption se renverse en désorption ou bien stripping dès que la pression partielle du soluté de la phase liquide devient plus forte que celle de la phase gazeuse [43].

Les techniques d'absorption sont appliquées depuis très longtemps dans de nombreux procédés industriels.

- Séparation et déshydratation des hydrocarbures gazeux dans l'industrie du pétrole et du gaz.

- Emploi d'éthanolamines, de solutions ammoniacales ou de carbonate de potassium pour la réduction du H<sub>2</sub>S et du CO<sub>2</sub> contenus dans le gaz naturel ou les gaz de synthèse et de raffinerie.
- L'oxygénation des eaux.
- Épurations des gaz effluents chargés de polluants atmosphériques.
- La désulfuration des fumées de combustion de centrales électriques et de chaudières industrielles.
- La captation des gaz acides SO<sub>2</sub>, HCL, HF émis par les incinérateurs de déchets ménagers et industriels.
- La destruction de sulfures organiques malodorants (mercaptans, méthylsulfures).

### **II.3. Les différents types d'absorption :**

L'absorption peut être utilisée pour l'épuration des gaz, ce procédé peut être classé selon l'interaction entre l'absorbant et l'absorbé :

#### **a) Absorption physique :**

C'est-à-dire sans réaction chimique, le gaz acide est absorbé dans un solvant physique du fait de la solubilité par rapport aux autres constituants de la phase gazeuse. L'équilibre liquide-vapeur dépend de la pression partielle du composé dans la phase vapeur [44].

Dans le cas des procédés d'absorption utilisant des solvants physiques, les gaz acides sont séparés d'un courant gazeux par des solvants organiques polaires qui ne réagissent pas avec les gaz absorbés (l'absorption du CO<sub>2</sub> et H<sub>2</sub>S par le procédé Selexol à l'éther diméthyle de polyéthylène glycol). Ce procédé de séparation, appelé traitement de gaz par absorption physique, est basé sur la capacité du solvant à solubiliser préférentiellement certaines espèces contenues dans un courant gazeux. Les procédés d'absorption physique sont généralement utilisés lorsque les pressions partielles en gaz acides sont grandes [45], fournissant ainsi d'importantes forces motrices pour le transfert de masse. 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 énergie supplémentaire. Bien que les solvants physiques organiques jouent un rôle important dans le traitement des gaz [15].

#### **b) Absorption chimique avec réaction réversible :**

La grande majorité des procédés de traitement de gaz par absorption font usage de réactifs chimiques, cette technique peut être facilement installée [46, 47]. Dans ce cas une ou plusieurs réactions chimiques ont lieu avec le solvant et ce dernier est récupéré à la fin de

l'opération par un stripping. Cette méthode est très utilisée pour éliminer les gaz acides mais elle nécessite une grande énergie pour la régénération [48].

**c) Absorption chimique avec réaction irréversible :**

Dans ce type d'absorption, le produit de réaction ne peut se décomposer.

**II.3.1. Les différents types de solvant utilisés dans l'absorption:**

**II.3.1.1. Les solvants physiques :**

A l'origine l'eau était utilisée comme solvant physique pour l'élimination des gaz acides mais son utilisation a pratiquement cessée à cause de la très faible solubilité des gaz acides.

Les solvants physiques ont de faibles chaleurs de solution et peuvent absorber les gaz acides en proportion de leurs pressions partielles. À des pressions faibles et modérées (moins de 1400 KPa) une faible absorption se produit à moins que la concentration de gaz acide ne soit élevée. Au fur et à mesure que la pression partielle du gaz acide augmente la capacité absorbative des solvants physiques augmente.

La réactivité des solvants physiques se fait par détente à faible pression; cependant, certaines applications utilisent de la chaleur pour obtenir une meilleure réactivation. Même dans ce cas, la quantité de chaleur requise est nettement inférieure à ce qui est requis pour les solvants chimiques. La pression a un grand effet sur la pureté que l'on peut obtenir. Une meilleure élimination des composants de gaz acides est possible à des pressions partielles élevées.

Les solvants communément utilisés sont :

Le diméthyle éther de polyéthylène glycol (procédé Selexol) ; le procédé sulfinol [32] (utilisant la DIPA diisopropanolamine dans le procédé Sulfinol) ; la n-méthyl pyrrolidone (procédé Lurgi Purisol) ; le carbonate de propylène (solvant fluor), le méthanol [49]. Tous ces solvants absorbent le CO<sub>2</sub> et le H<sub>2</sub>S, mais des différences de solubilité de ces composants dans les différents solvants font que certains sont préférés pour l'élimination du CO<sub>2</sub>, d'autre pour celle de H<sub>2</sub>S et d'autre encore pour l'élimination sélective de H<sub>2</sub>S.

**Tableau 5:** les solvants utilisés pour l'absorption physique [44, 50, 51]

Désignation commerciale du procédé	Selexol	Purisol	Fluor solvant	Morphysorb	Rectisol
Solvant	DiMéthyl Ether de Polyéthylène Glycol	N-Méthyl-Pyrrolidone	Carbonate de	N-Formyl-Morpholine	Méthanol

	DMEPG	NMP	propylène PC	NFM	
Formule chimique	$(\text{CH}_3\text{O}(\text{CH}_2\text{CH}_2\text{O})_x\text{CH}_3)$ x entre 3 et 9	$\text{C}_5\text{H}_9\text{NO}$	$\text{C}_4\text{H}_6\text{O}_3$	$\text{C}_5\text{H}_9\text{NO}_2$	$\text{CH}_3\text{OH}$
PV à 298,15 K (KPa)	0.097	32	3	9	1.3 (à 293K)
$\mu$ à 298,15 K (Pa s)	5.8	1.65	3	9.5	0.6
$T_{\text{eb}}$ (K)	513	475	513	515	338
$T_{\text{f}}$ (K)	250-244	249	225	294	175
M (g mol <sup>-1</sup> )	280	99	102	115.3	32

### II.3.1.2. Les solvants chimiques :

Ces procédés se caractérisent par des chaleurs de solution assez élevées et leur capacité à absorber les gaz acides sans grande sensibilité à la pression. D'une manière générale, les solvants se présentent sous forme aqueuse, et la concentration des solutions est une variable de conception et d'exploitation importante. Une solution à 30% nécessitera un taux de circulation deux fois supérieur à celui d'une solution à 60%. D'importantes quantités de chaleur sont requises pour réactiver la solution riche.

La chaleur est requise pour :

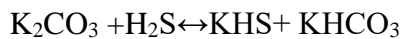
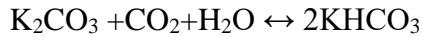
- chauffer la solution afin que les gaz acides puissent être désorbés ;
- fournir la chaleur de désorption des gaz acides ;
- produire des vapeurs de stripping afin que la solution soit strippée jusqu'à une concentration de gaz acides suffisamment basse.

Parmi les solvants chimiques, les solutions aqueuses d'amines [52, 29, 53] telle que la MEA et la DEA, la MEA est vraisemblablement la plus utilisée. La DEA est similaire à la MEA mais elle peut être utilisée à des concentrations plus élevées. Les autres procédés aux amines indiqués au tableau 4 n'ont pas été utilisés aussi fréquemment que la MEA et la DEA mais acquièrent une plus grande audience grâce à leur plus faible consommation d'utilités dans certaines applications.

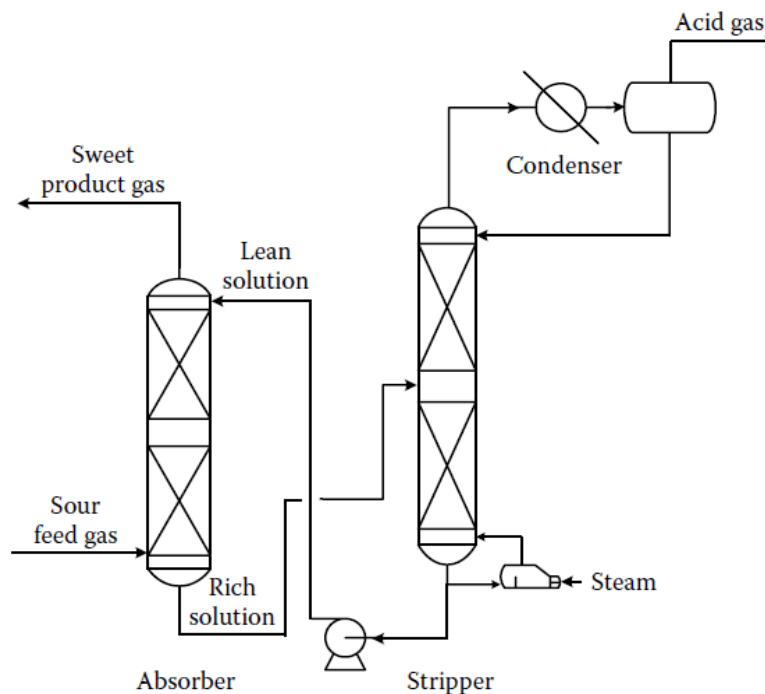
Les carbonates réagissent de manière réversible avec les composants acides faibles tels  $\text{CO}_2$  et  $\text{H}_2\text{S}$ . Cependant à température ambiante les taux d'absorption sont faibles.

Des développements ultérieurs ont amenés à l'utilisation de carbonate de potassium chaud (généralement 90°C) [54] ; la réaction à température élevée est en présence d'additif est plus rapide qu'à température ambiante. Il existe plusieurs centaines d'installations qui utilisent le carbonate de potassium activé chaud pour l'élimination de ces gaz acides, particulièrement des installations d'ammoniac, d'hydrogène et de gaz naturel.

Le mécanisme réactionnel est complexe mais on peut représenter les réactions globales comme suit :



Un schéma simplifié du processus est illustré sur la figure 4 :



**Figure 4.** Procédé d'absorption chimique par carbonate de sodium chaude [55]

La réactivation de la solution, se fait par stripage à la vapeur à faible pression. Les besoins en vapeur sont beaucoup moins importants que les systèmes à MEA ou DEA. Des modifications du procédé de base telles une réactivation multi-étage, la détente par éjecteur etc. entraînent d'autres réductions de consommation d'utilités, mais un coût d'investissement supérieur.

Les solutions aqueuses d'ammoniaque sont des solvants de séparation des gaz acides [56], il permet également la séparation du SO<sub>2</sub> [57]. La sélectivité de la séparation des gaz

acides est inférieure à celle des solvants à base d'amines, et les capacités de séparation du CO<sub>2</sub> sont moins élevées du fait des réactions chimiques lentes et complexes [44].

### II.3.2.Comparaison entre les solvants chimiques et les solvants physiques: [2]

<b>Solvants chimiques</b>	
<p><b><u>Avantage :</u></b></p> <p>Relativement insensibles à la pression partielle de CO<sub>2</sub> et de H<sub>2</sub>S.</p> <p>Peuvent réduire la concentration de CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>S en ppm (très faible concentration).</p>	<p><b><u>Inconvénients :</u></b></p> <p>La régénération du solvant nécessite une très grande énergie.</p> <p>Généralement non sélective entre CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>S.</p>
<b>Solvants physiques</b>	
<p><b><u>Avantage :</u></b></p> <p>Une faible énergie pour la régénération du solvant.</p> <p>Ils peuvent être sélectifs entre CO<sub>2</sub> et H<sub>2</sub>S.</p>	<p><b><u>Inconvénients :</u></b></p> <p>Ils ne répondent pas aux spécifications de H<sub>2</sub>S.</p> <p>Très sensibles à la pression partielle des gaz acides.</p>

### II.3.3.Choix du solvant :

Le choix du solvant est surtout dicté par les considérations économiques, ces dernières sont influencées par les pressions partielles des constituants à récupérer dans la charge et les valeurs correspondantes dans le gaz traité.

Si la pression partielle du constituant à récupérer dans la charge est faible, tous les solvants physiques peuvent être écartés.

Lorsqu'on décide d'utiliser un solvant physique ou chimique ou la combinaison des deux, les différences de propriétés dans le groupe choisi peuvent aider à réduire le choix.

Les qualités d'un absorbant sont les suivantes :

- une grande capacité d'absorption.
- une bonne sélectivité.
- la solubilité [58].
- facilité de régénération.
- un point d'ébullition pas trop bas pour éviter les pertes par évaporation.

- une bonne stabilité [48].
- un poids moléculaire le plus faible possible.
- faible chaleur d'absorption.
- faible viscosité.
- inflammable.
- faible toxicité.
- être bon marché.

#### **II.3.4.Importance des pressions partielles sur le choix du procédé:**

Les considérations économiques de l'élimination des gaz acides sont influencées par la pression partielle des gaz acides dans la charge et la valeur correspondante dans le gaz produit. Si la pression partielle du gaz acide dans la charge est très faible (moins de 300 KPa) tous les solvants physiques peuvent être éliminés; il en va de même si la pression partielle du gaz acide dans le produit est très faible.

Lorsqu'on décide de l'utilisation d'un solvant chimique ou physique ou de la combinaison des deux, les différences de propriétés dans le groupe choisi peuvent aider à réduire le choix. Par exemple, la MEA et le carbonate de potassium chaud sont des solvants chimiques. Cependant, si l'on désire obtenir de très faibles concentrations de gaz acides (quelques ppm), le procédé au carbonate de potassium chaud peut se révéler irréalisable ou non économique.

Il convient de remarquer que les applications types sur des unités de GNL requièrent l'élimination du CO<sub>2</sub> à un niveau de 50-100 ppm molaire, afin d'éviter une congélation du CO<sub>2</sub> [28]. Les limites de teneur en H<sub>2</sub>S sont fixées par les spécifications de qualité des lignes et sont généralement inférieures à 5.7 mg/m<sup>3</sup> (4ppmv).

#### **II.3.5.Effet des impuretés:**

Certaines impuretés du gaz de charge, telles l'ammoniac (NH<sub>3</sub>), le cyanure d'hydrogène (HCN), le sulfure decarbone (COS), le sulfure de carbone (CS<sub>2</sub>), le dioxyde de soufre (SO<sub>2</sub>), le trioxyde de soufre (SO<sub>3</sub>), les mercaptans et les hydrocarbures lourds peuvent avoir une grande influence sur le choix du procédé.

HCN, COS, SO<sub>2</sub> et SO<sub>3</sub> peuvent réagir avec la MEA et désactiver partiellement la solution. Certaines de ces réactions sont réversibles et la MEA peut être récupérée par traitement au carbonate de soude ou à la soude caustique dans le récupérateur.

Des pertes permanentes de MEA ne se produisent qu'en cas de présence d'une portion de COS et CS<sub>2</sub> dans la charge. On préfère donc la DEA en cas de présence de COS et CS<sub>2</sub>.

COS et CS<sub>2</sub> ne réagissent pas dangereusement pour le carbonate de potassium chaud. Ces composants sont partiellement hydrolysés en CO<sub>2</sub> et H<sub>2</sub>S et absorbés en tant que telle la partie non hydrolysée passe avec le flux du gaz. HCN est presque complètement absorbé et éliminé par le carbonate de potassium chaud. SO<sub>2</sub> et SO<sub>3</sub> réagissent de manière irréversible en causant une réduction de l'activité de la solution de carbonate.

En cas de présence d'hydrocarbures lourds en grandes concentrations (C3, C4, C5 etc.) un grand nombre de solvants physiques peuvent être éliminés. La plupart des solvants physiques comme le Selexol et le Sulfinol présente une grande affinité pour ces hydrocarbures lourds qui seraient donc perdus pendant la phase de régénération.

#### **II.4.Épuration du gaz naturel par absorption chimique :**

Le gaz à épurer réagit très fréquemment chimiquement avec un composé du liquide. L'agent chimique peut réagir avec le soluté d'une manière irréversible, auquel cas la régénération du solvant n'est pas possible. Mais souvent on choisit un solvant tel que la réaction soit réversible pour pouvoir le régénérer et le recycler.

La présence d'une réaction chimique en phase liquide va augmenter la vitesse du transfert de matière dans cette phase et donc augmenter la vitesse d'absorption globale.

La composition du gaz naturel varie d'un gisement à un autre donc quatre scénarios sont possible pour l'élimination des gaz acides [2]:

1. Élimination du CO<sub>2</sub> d'un gaz qui ne contient pas H<sub>2</sub>S (le cas pour le gaz naturel Algérien).
2. Élimination de H<sub>2</sub>S d'un gaz qui ne contient pas CO<sub>2</sub>.
3. Élimination des deux contaminants CO<sub>2</sub> et H<sub>2</sub>S.
4. Élimination sélective de H<sub>2</sub>S d'un gaz qui contient les deux contaminants CO<sub>2</sub> et H<sub>2</sub>S.

##### **II.4.1.Principe du procédé d'absorption par les alcanolamines :**

L'absorption chimique ou bien Le lavage des gaz par les amines a été employé depuis plus de 60 ans dans l'industrie chimique pour extraire les gaz acide contenus dans le gaz naturel [59, 60, 47].

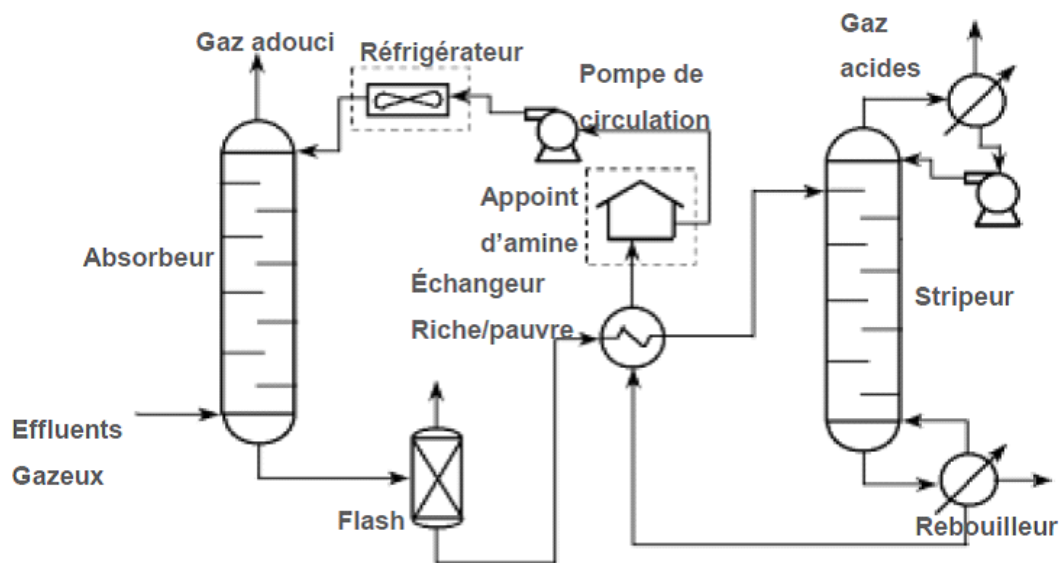
Le principe de l'absorption chimique par les solutions d'alcanolamines est montré schématiquement par la figure 5. Le gaz à purifier passe à travers l'absorbeur en contre courant du flux de la solution d'amines purificatrice. La solution riche en gaz acides, sortant du bas de

l'absorbeur est réchauffée dans un échangeur de chaleur par la solution pauvre en gaz acides, sortant du bas du stripeur, elle est ensuite conduite au stripeur vers le point haut de ce dernier.

Dans les unités de traitements des gaz à haute pression, il est souvent courant de détendre la solution riche dans un ballon (dit flash drum), maintenu à une pression intermédiaire, afin d'extraire les hydrocarbures dissous et entraînés par la solution au niveau de l'absorbeur avant de l'envoyer au stripeur.

Au niveau du stripeur, les gaz acides sont séparés des amines (inversion de la réaction d'absorption) à basse pression, en apportant la quantité de chaleur nécessaire à la colonne du stripeur; cette opération est assurée par le rebouilleur [61, 62, 63].

La solution pauvre sortant du stripeur subit un refroidissement à l'eau ou à l'air avant de pénétrer dans le haut de l'absorbeur et de compléter le cycle. Les gaz acides extraits de la solution d'alcanolamine, dans la colonne du stripeur, sont refroidis afin de condenser la majeure partie de la vapeur d'eau. Cette eau condensée est continuellement retransmise au système pour empêcher la sur concentration progressive de la solution d'amine. L'eau est généralement conduite en haut de la colonne du stripeur au dessus de la solution riche, et elle sert donc à absorber les vapeurs d'amines qui sont entraînées par les gaz acides et ainsi limiter les pertes de vaporisation.



**Figure5.** Schéma de base d'un procédé d'absorption chimique [44]

Les effluents de gaz acides émis lors de la régénération des amines sont traités dans des unités auxiliaires. Le dioxyde de carbone est normalement envoyé pour séquestration. Le sulfure d'hydrogène est généralement transformé en éléments sulfuriques par des unités de conversion (procédé Claus).

Le schéma de la figure est conventionnel, plusieurs modifications ont été proposées pour réduire la consommation d'énergie et le coût des équipements ainsi que pour améliorer l'efficacité des unités d'absorption [44].

#### **II.4.2. Les facteurs influençant l'absorption :**

**La température :** la solubilité augmente quand la température diminue. Il y aura donc tout intérêt à travailler à température basse que possible. Il faut de plus tenir compte du fait que l'absorption est un phénomène exothermique et que la chaleur produite devra être dissipée.

**La surface de contact :** en augmentant la surface de contact entre le gaz et le liquide, on augmente les possibilités d'échange entre les deux phases. Pour un contacteur gaz/liquide, il sera donc important d'avoir une grande aire interfaciale (ou aire spécifique).

**Le temps de contact :** Le temps de contact doit être suffisant pour permettre le transfert du polluant de la phase gaz vers la phase liquide.

**La réaction chimique :** l'adjonction d'un réactif dans la solution de lavage a un double objectif :

- éliminer le polluant de la phase liquide et donc augmenté le transfert vers cette phase.
- régénérer en continu la solution de lavage.

#### **II.4.3. Les contacteurs gaz-liquides :**

Dans le domaine de lavage des gaz, la mise en contact de la phase gazeuse et de la phase liquide dans un « contacteur gaz-liquide » sera d'autant plus efficace que la surface d'échange sera importante. Les contacteurs les plus performants sont ceux qui développent la plus grande aire interfaciale entre les deux fluides, tout en restant dans des domaines de perte de pression acceptables et permettant de travailler à forts débits.

Pour créer une grande aire interfaciale, il faut disperser une phase dans l'autre tout en créant de la turbulence pour améliorer le transfert. Pour ce faire, il existe plusieurs moyens. Les colonnes à plateaux perforés, colonnes à gouttes ou à bulles et les colonnes à garnissage; les réacteurs agités fonctionnent par apport d'énergie mécanique ; les centrifugeuses ; enfin les jets venturisés fonctionnent par détente [64, 65].

#### **II.5. Éthanolamines pour adoucissement des gaz acides :**

La production des éthanolamines a connu une grande importance dans le domaine industrielle, ces solvants ont été produits depuis 1930[66].

Les alcanolamines sont obtenues par la réaction de  $\text{NH}_3$  et l'oxyde d'éthylène en phase liquide et en présence d'un catalyseur (généralement un sel comme le lanthane) [67].

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 pourcent en volume [68].

La triéthanolamine (**TEA**) a été la première des alcanolamines à être utilisée pour l'élimination des composés de gaz acides dans le gaz naturel [44]. D'autres amines ont progressivement été introduites dans des applications commerciales. Aujourd'hui, la monoéthanolamine (**MEA**) et la diéthanolamine (**DEA**) se sont révélés d'un grand intérêt commercial pour la purification des gaz [69, 70,71].

La triéthanolamine a été remplacée, principalement à cause de sa faible capacité, de sa faible réactivité et de sa stabilité assez faible.

En dehors de ces trois amines, certaines autres alcanolamines sont utilisées pour des applications spéciales, principalement dans des procédés de fabricants. La diisopropanolamine (**DIPA**) est utilisée dans le procédé ADIP, dans le procédé Sulfinol et dans le procédé Scot.

La méthyldiéthanolamine (**MDEA**) a acquis une certaine popularité récemment grâce à sa possibilité d'absorber sélectivement le  $\text{H}_2\text{S}$  des gaz contenant du  $\text{CO}_2$  et  $\text{H}_2\text{S}$ . La sélectivité au  $\text{H}_2\text{S}$  est une importante considération lorsque proportionnellement moins de  $\text{CO}_2$  que de  $\text{H}_2\text{S}$  doit être éliminé du gaz de charge. L'élimination sélective du  $\text{H}_2\text{S}$  peut amener à une conception nécessitant des coûts d'investissement moindres et des coûts d'exploitation nettement inférieurs.

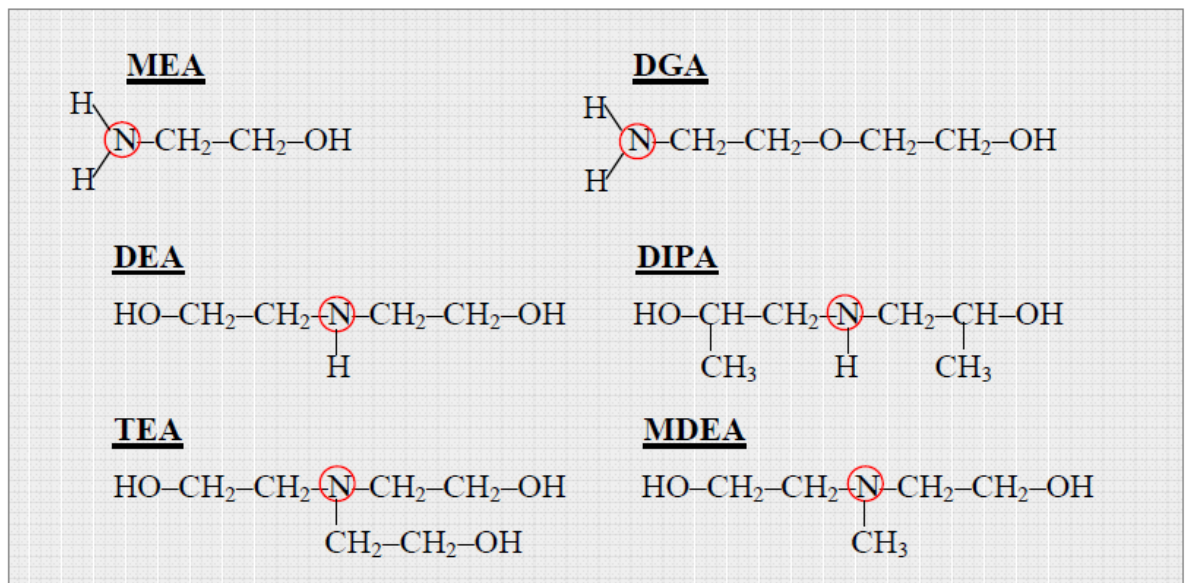
### **II.5.1- Caractéristiques et propriétés des alcanolamines :**

Les alcanolamines sont des dérivés de l'ammoniac dans lequel les atomes d'hydrogène sont remplacés par un groupe Alcool (ex. méthanol, éthanol). Elles contiennent donc trois groupes fonctionnels : les groupes amines [H-N], les groupes hydroxyles [-OH], et les groupes aliphatiques [-CHm]. Les alcanolamines les plus communément utilisées dans les applications industrielles de raffinage de gaz naturel sont d'après la figure 6: [33, 72, 73]

Monoéthanolamine (**MEA**) et Diglycolamine (**DGA**) : amines primaires;

Diéthanolamine (**DEA**) et Diisopropanolamine (**DIPA**) : amines secondaires ;

Triéthanolamine (**TEA**) et Méthyldiéthanolamine (**MDEA**) : amines tertiaires



**Figure 6.** Structure moléculaire des différents alcanolamines

A température ambiante, les éthanolamines sont des liquides incolores et visqueux [66], leurs odeurs est légèrement aminée.

Les éthanolamines forment des solides cristallins à la température de congélation [70]. Les différentes propriétés des éthanolamines sont illustrées dans le tableau 7.

La structure moléculaire de ces alcanolamines peut aider à comprendre leurs comportements vis-à-vis des différents solutés (hydrocarbures, gaz acides) [33, 72, 74], en raison de la présence d'un atome d'azote basique et d'un groupe hydroxyde, les éthanolamines possèdent les propriétés des aminés et celles des alcools.

Les groupements amines apportent l'alcalinité nécessaire dans l'eau pour causer l'absorption des gaz acides. Les groupes hydroxyles font accroître la solubilité de l'eau dans les hydrocarbures et contribuent à réduire leur pression de vapeur à cause de l'existence des liaisons hydrogènes [74].

Inversement, les groupes aliphatiques tendent à accroître la solubilité des hydrocarbures et à diminuer celle de l'eau. L'analyse des groupes fonctionnels de chaque alcanolamine se présente comme suit :

**Tableau6 :** Nombre de groupes fonctionnels dans les principales alcanolamines

		MEA	DGA	DEA	DIPA	TEA	MDEA
Nombre	Amines	1	1	1	1	1	1

de groupes	Hydroxyles	1	1	2	2	3	2
	Aliphatiques	2	4	4	6	6	5

**Tableau 7 :** Quelques propriétés physiques des solvants alcanolamines

Propriété *	MEA	DEA	TEA	MDEA	DIPA	DGA
Masse molaire, g/mol.	61.0837	105.137	149.19	119.164	133.191	105.137
Température d'ébullition en K, à 760 mmHg.	443.15	541.54	608.54	518	521.9	496.24
Température critique, K	678.2	736.6	772.1	675	672	735
Pression critique, MPa.	7.124	4.27	2.743	3.88	3.6	5.9
Solubilité dans l'eau en % massique à 20 °c **	MT	96.4	MT	MT	87	MT
MT : miscibilité totale. * : donnée issue de la référence [75] ** : donnée issue de la référence [44]						

### II.5.2.Choix de la solution d'alcanolamine:

Le choix de la solution d'alcanolamine appropriée dépend de plusieurs facteurs :

Le solvant doit avoir les qualités d'un absorbant comme il est indiqué auparavant. De plus on doit tenir en compte les conditions de pression et température du gaz traité, la composition en ce qui concerne les principaux composants et les impuretés de gaz acides, les exigences en

matière de pureté du gaz traité, la tendance à mousser, la perte de solvant par dégradation et par corrosion, l'énergie de régénération [76].

La MEA aqueuse est le solvant préféré pour les gaz à relativement faible concentration de H<sub>2</sub>S et CO<sub>2</sub> et sans contaminant mineurs comme COS et CS<sub>2</sub>. Elle est particulièrement utilisée pour enlever le CO<sub>2</sub> et le H<sub>2</sub>S jusqu'à des faibles niveaux (ordre de ppm). La consommation d'utilités liée à la MEA est élevée à cause de la grande quantité de chaleur d'absorption en plus de la grande énergie utilisée lors de la régénération du solvant [77]. Elle est relativement facile à récupérer dans les solutions contaminées. Dans certains cas, ces avantages rattrapent largement certains des inconvénients inhérents de MEA.

Les inconvénients de la MEA comprennent la formation de produits de réaction irréversible avec COS et CS<sub>2</sub> qui entraîne des pertes chimiques excessives si les gaz contiennent d'importantes quantités de ces composés. De plus, les solutions de MEA sont beaucoup plus corrosive que les autres amines, particulièrement à des concentrations dépassant 20% en massique [78, 79, 80].

Les problèmes de corrosion sont plus aigus lorsqu'on a affaire à des concentrations élevées de gaz acides. Enfin, la tension de vapeur assez élevée de la MEA entraîne d'importantes pertes par vaporisation, particulièrement en cas de fonctionnement à faible pression.

Certains des problèmes ci-dessus peuvent être réduits ou résolus au moyen de mesures adéquates. Par exemple, l'utilisation d'inhibiteurs de corrosion permet l'usage de solutions de MEA à 35 % en massique. Le problème des pertes d'amine peut généralement être réduit grâce à un simple lavage à l'eau du gaz traité.

Les solutions aqueuses de DEA sont utilisées depuis de nombreuses années dans le traitement des gaz de raffinerie qui contiennent d'importante quantité de COS et CS<sub>2</sub>, en plus du CO<sub>2</sub> et H<sub>2</sub>S. De plus, les produits de réaction sont moins corrosifs. En conséquence, la DEA et les autres amines secondaires sont intéressants pour traiter ce type de gaz. La tension de vapeur de la DEA est faible ; il est donc possible de réduire les pertes par vaporisation à un niveau négligeable, même à des pressions faibles d'exploitation. À cause de son point d'ébullition élevé, la régénération de la solution de DEA nécessiterait une distillation sous vide.

En pratique et en vue du fait que la formation de produits de dégradation est minime, les systèmes à DEA comprennent rarement un régénérateur de solution.

La DEA peut être utilisée à des concentrations supérieures à celle de la MEA. Les autres procédés aux amines indiqués au tableau 4 n'ont pas été utilisés aussi fréquemment que la

MEA et la DEA mais acquièrent une plus grande audience grâce à leur plus faible consommation d'utilités dans certaines applications.

Une solution aqueuse de diisopropanolamine (DIPA) à 30 ou 40% massique est utilisée .ce procédé est largement utilisé en Europe dans le traitement des gaz de raffinerie qui en dehors du CO<sub>2</sub> et du H<sub>2</sub>S contiennent également du COS. la DIPA est utilisée en conjonction avec un solvant physique dans les procédés ADIP et Sulfinol. Ceci donne à la solution une réactivité favorable (grâce à la DIPA) et permet d'importantes économies dans la consommation d'utilités (grâce au solvant physique).

Parmi les amines tertiaires, les TEA est MDEA sont les solvants les plus couramment utilisés. La TEA est beaucoup moins réactive que la MEA et la DEA. Cependant, à beaucoup d'égards, elle agit plus comme un solvant physique que comme un solvant chimique. Ceci fait de la TEA un concurrent sérieux pour les applications impliquant une élimination massive du CO<sub>2</sub>.

La MDEA peut être utilisée pour une élimination sélective de H<sub>2</sub>S en minimisant le temps de contact dans l'absorbeur car le solvant réagit rapidement avec le H<sub>2</sub>S.

La MDEA est utilisée à des concentrations supérieures à 60% sans avoir des pertes par vaporisation grâce à ça faible pression de vapeur, comme elle peut être utilisée pour une élimination massive de CO<sub>2</sub> puisque son énergie de régénération est inférieure à celle des autres amines malgré que sa réaction avec le CO<sub>2</sub> est relativement lente [81].

### **II.5.3.Chimisme du procédé :**

Le gaz réagit chimiquement avec l'absorbant liquide pour former des complexes plus ou moins faiblement liés.

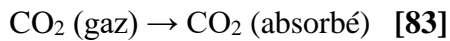
Les gaz acides comme H<sub>2</sub>S et CO<sub>2</sub> se dissocient dans un milieu aqueux pour former un acide faible. Les amines, étant des bases organiques faibles, se combinent chimiquement avec les gaz acides pour former des complexes acido-basiques. Les amines primaires sont les plus réactives avec les gaz acides car elles sont les bases les plus fortes. Elles réagissent directement avec le sulfure d'hydrogène (H<sub>2</sub>S), le dioxyde de carbone (CO<sub>2</sub>) et le sulfure carbonyle (COS). Les amines secondaires réagissent aussi directement avec l' H<sub>2</sub>S et le CO<sub>2</sub> et autres composés soufrés (e.g. COS) [82], Les amines tertiaires réagissent directement avec l'H<sub>2</sub>S et indirectement avec le CO<sub>2</sub> [44, 72, 73].

Le processus réactionnel du CO<sub>2</sub> est le suivant:

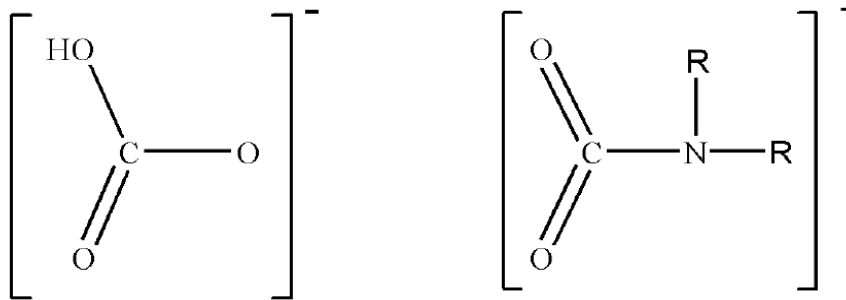
Les mécanismes d'absorption du CO<sub>2</sub> par les amines sont très complexes. La première étape, le CO<sub>2</sub> se déplace de la phase gazeuse vers la surface du liquide ensuite il s'absorbe par la solution du liquide (facteur de potentialité).

Dans la phase liquide, le CO<sub>2</sub> réagit chimiquement avec les autres composés du liquide

Une description globale et simple de la combinaison des réactions et le processus d'absorption peut être représenté :



Le CO<sub>2</sub> réagit dans la solution aqueuse d'amine pour former soit un bicarbonate soit un carbamate, ces espèces sont représentées sur la figure ci-dessous. Le R du groupe NR<sub>2</sub> peut être un proton ou une autre forme d'un substituant.

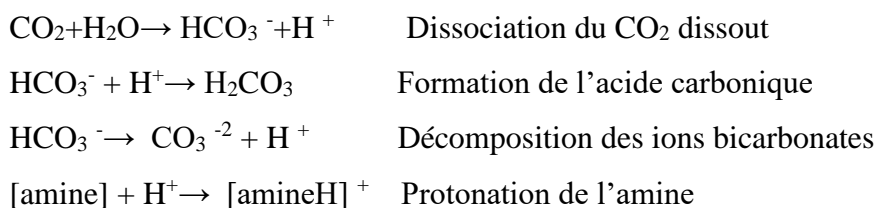


**Figure 7** : un bicarbonate et un carbamate

Le bicarbonate se produit par la réaction de la molécule de CO<sub>2</sub> avec la molécule d'eau, tandis que le carbamate se forme par la réaction de la molécule de CO<sub>2</sub> avec la molécule d'amine. Le CO<sub>2</sub> se trouve en liaison avec l'une de ces deux espèces et sa récupération nécessite une faible rupture [47].

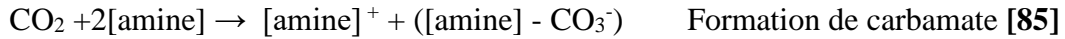
Le processus chimique est un peu compliqué, il comprend plusieurs étapes [84].

1- Pour un taux de charge (mole CO<sub>2</sub>/mole amine) > 0.5, ou pour une amine tertiaire, réagissant peu avec le CO<sub>2</sub>, nous avons les réactions suivantes (en présence d'eau):

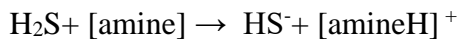


La formation de carbamate, dans ce cas, est dominée par les réactions ci-dessus.

2- Pour un faible taux de charge (<0.5), le CO<sub>2</sub> réagit directement avec l'amine primaire et secondaire, le mécanisme mis en place par **Caplow (1968)** and **Danckwerts (1979)**:



Le sulfure d'hydrogène réagit directement avec l'amine à base d'une mole de chaque Espèce :



#### **II.5.4. Chaleur de réaction :**

La réaction entre les amines et les gaz acides est exothermique et dégage une grande chaleur, cette énergie est très importante car elle est employée dans l'étape de régénération du solvant.

Le tableau 8 résume les principales valeurs d'enthalpie de réactions, ces données sont approximatives puisqu'elles varient en fonction du taux de charge en gaz acides et en fonction de la concentration de la solution [2].

**Tableau 8:** valeurs moyennes des enthalpies de réaction des gaz acides dans les amines [86] :

Amines	H <sub>2</sub> S (KJ/Kg)	CO <sub>2</sub> (KJ/Kg)
MEA	1420	1920
DEA	1290	1700
DGA	1750	1980
MDEA	1230	1420

#### **II.6. Les problèmes engendrés par l'utilisation des alcanolamines :**

Les problèmes engendrés par l'utilisation des alcanolamines dans les procédés d'absorption :

Plusieurs inconvénients surgissent à cause de l'utilisation des amines pour l'extraction des gaz acides. Les principaux problèmes, ayant des effets économiques importants, sont les suivants [44, 72].

➤ **La dégradation chimique :**

Le contact des amines avec les gaz acides conduit à une série de réactions, parfois irréversible, formant ainsi des produits secondaires difficiles à éliminer [44].

➤ **La corrosion :**

Parmi les facteurs qui peuvent contribuer à la corrosion dans les unités de traitement aux amines : la concentration des amines en phase aqueuse, le taux de charge en gaz acides, les températures élevées, la formation de produits corrosif après dégradation de l'amine et le moussage des amines par contact avec les hydrocarbures sous certaines conditions de pression et de température [33].

Dans les unités de séparation, les sections où la concentration en gaz acides est la plus forte, et celles où la température est la plus élevée, sont les plus exposées à la corrosion (partie haute de la colonne de régénération, dans le condenseur de tête, et dans le bas de colonne d'absorption). La forte corrosivité des amines primaires comme la MEA est due à l'impossibilité de désorber complètement le CO<sub>2</sub> qui reste sous forme d'ion carbamate MEACOO<sup>-</sup> dans la solution régénérée ; cet ion agit comme un sel thermiquement stable d'acide et sa concentration dans la solution est directement liée à la chute du pH du mélange. Ces anions carbamates et anions de sels stables agissent de manière indirecte sur la corrosion en se complexant avec les ions ferreux ou ferriques. Ils empêchent la formation d'un film d'oxyde ferreux qui atténue l'attaque de l'acier carbone par les gaz acides. La vitesse de corrosion augmente avec le taux de charge. Les amines primaires sont nettement plus corrosives que les amines secondaires, ainsi le taux de charge des amines primaires sera plus limité que celui des amines secondaires. L'utilisation des amines tertiaires est intéressante car elles sont nettement moins corrosives.

➤ **La perte d'amine :**

La dégradation forte des amines, les fuites, la solubilisation dans les hydrocarbures peuvent causer la perte des amines dans les unités de traitement des hydrocarbures [33].

Les impuretés présentes dans le gaz à traiter, telles que le SO<sub>2</sub>, peuvent entraîner la formation irréversible de produits de dégradation [57], de plus la plupart des alcanolamines réagissent avec le CO<sub>2</sub> pour former des produits de dégradation [87], il s'agit d'un processus parfois irréversible. Ces dégradations provoquent une baisse de capacité du solvant, un accroissement de sa viscosité, et la tendance au moussage.

La stabilité chimique des amines augmente avec le degré de substitution de l'azote. Les amines primaires sont les plus exposées à la dégradation d'amines par oxydation directe en acide organique (acide formique, acétique, oxalique) [51,88].

Plusieurs techniques sont utilisées pour la régénération du solvant, la distillation sous haute pression ou à pression atmosphérique est employée dans le cas des amines primaires; les amines secondaires et tertiaires se décomposant à pression atmosphérique, on utilise alors la distillation sous vide ou l'échange d'ion [44].

➤ **Formation de mousse :**

Le moussage cause de sérieux problèmes dans les unités de traitement de gaz par les alcanolamines. Elle se produit pendant l'absorption et la régénération [89], ce phénomène réduit l'efficacité de séparation à cause de la réduction de l'aire interfaciale entre le gaz et le liquide, il provoque l'augmentation des pertes d'amine, la réduction de débit et empêche la régénération adéquate des installations, le moussage est favorisé par certains facteurs:

- Les acides organiques dans le gaz ;
- Les inhibiteurs de corrosion;
- Les produits de dégradation comme les acides volatils,
- L'appoint d'eau riche en matières minérales ;
- Les hydrocarbures dissous ;
- Les solides en suspension finement divisés ;
- Les grandes vitesses de contact gaz-liquide et la turbulence excessive entraînent également le moussage [90, 53].

### ***III. LA DÉCARBONATATION DU GAZ NATUREL :***

#### **III.1. But et principe :**

La décarbonatation du gaz naturel a pour but d'éliminer l'anhydride carbonique contenu dans le gaz naturel, jusqu'à un niveau de 100ppm molaire afin d'éviter la corrosion des appareillages et les obstructions dans les parties froides des installations fonctionnant aux basses températures, dans les unités de liquéfactions. Des recherches récentes [91, 92] ont

prouvés que cette technique est très efficace pour éliminer le CO<sub>2</sub> et elle est susceptible de rester la technologie la plus favorable pour ce but [93].

La décarbonatation du gaz naturel est un procédé de chimisorption (physico-chimique) qui trouve ses bases théoriques dans celles de l'absorption physique. Il s'agit en fait d'une combinaison de deux processus :

-l'un physique servant à transférer le constituant désiré de la phase gazeuse à la phase liquide sous l'influence de la différence des pressions partielles ou des concentrations du constituant considéré (facteur de potentialité).

-l'autre chimique et a pour rôle de faire disparaître le constituant dissout dans la phase liquide grâce aux conditions chimiques qui interviennent dans cette phase en vue de ralentir l'établissement de l'équilibre et permettre ainsi au processus physique de continuer à se dérouler.

Le procédé de décarbonatation du gaz naturel, consiste à traiter le gaz en question à contre courant dans une colonne à plateaux ou à garnissage par un absorbant adéquat. Ce procédé de chimisorption met en jeu des réactions chimiques réversibles dans la phase liquide. Ces réactions garantissent la sélectivité désirée qui est leur propriété fondamentale et leur réversibilité assure la régénération de l'absorbant utilisé. En général, tous les procédés industriels de décarbonatation du gaz naturel sont fondés sur le recyclage de l'absorbant et sa régénération en continu [39].

### **III.2. Théorie de l'absorption :**

L'absorption, aussi appelée lavage de gaz, est l'opération unitaire qui consiste à transférer un soluté de la phase gazeuse vers la phase liquide. La vitesse du transfert est proportionnelle à la fois à la surface d'échange entre les deux phases mais aussi au potentiel de transfert, correspondant à la différence entre la pression partielle en soluté dans la phase gazeuse et la pression d'équilibre avec le liquide. La désorption de ce composé s'effectue quand le transfert se fait de la phase liquide à la phase gazeuse. La solubilité du gaz dans le liquide, à température et pression donnée, est la concentration du gaz dissous dans le liquide à l'équilibre. A une température fixée, la solubilité du composé s'accroît avec la pression. Dans le cas d'une solution idéale on écrit, à l'équilibre, que la pression partielle de CO<sub>2</sub>, P<sub>CO<sub>2</sub></sub>, est égal au produit de sa pression de vapeur P<sub>v</sub> à la même température, par la fraction molaire en phase liquide X<sub>CO<sub>2</sub></sub>, il s'agit de la loi de Raoult,

$$P_{CO_2} = P_v \cdot X_{CO_2}$$

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

• Les solvants physiques séparent CO<sub>2</sub> des autres constituants gazeux par différence de solubilisation. Le CO<sub>2</sub>, plus soluble, se retrouve sous forme moléculaire dans le solvant. Pour une concentration en A donnée dans le solvant, la thermodynamique associe une pression partielle du CO<sub>2</sub> à l'équilibre via la loi de Henry.

$$P_{CO_2} = H_{CO_2} \cdot C_{CO_2}$$

Avec :

H : la constante de la loi de Henry.

C<sub>CO<sub>2</sub></sub> : la concentration en CO<sub>2</sub> dans le solvant.

Le flux d'absorption physique peut alors s'écrire avec la formule suivante :

$$\varphi_{CO_2}^0 = -D_{CO_2} \left( \frac{\partial C_{CO_2}}{\partial x} \right)_i = k_L \cdot (C_{CO_2,i} - C_{CO_2,s}) = \frac{k_L}{H_{CO_2}} \cdot (P_{CO_2,i} - P_{CO_2,s})$$

Avec :

$\varphi^0$  : Flux spécifique moyen d'absorption par unité d'aire interfaciale gaz-liquide en l'absence de réaction chimique (mol.m<sup>-2</sup>.s<sup>-1</sup>).

D : coefficient de diffusion (m<sup>2</sup>.s<sup>-1</sup>).

k<sub>L</sub> : coefficient de transfert de matière côté liquide (m.s<sup>-1</sup>).

C<sub>CO<sub>2</sub>,i</sub> : concentration en CO<sub>2</sub> à l'interface gaz-liquide.

C<sub>CO<sub>2</sub>,s</sub> : concentration en CO<sub>2</sub> au sein du liquide.

P<sub>CO<sub>2</sub>,i</sub> : pression partielle en CO<sub>2</sub> à l'interface gaz-liquide en équilibre avec C<sub>CO<sub>2</sub>,i</sub>.

P<sub>CO<sub>2</sub>,s</sub> : pression partielle en CO<sub>2</sub> à l'équilibre avec C<sub>CO<sub>2</sub>,s</sub>.

Ainsi il y a absorption tant que la pression partielle en A à l'interface est supérieure à cette pression partielle à l'équilibre. Le flux d'absorption est alors proportionnel à la différence

entre ces deux pressions. C'est pourquoi les solvants physiques sont généralement utilisés pour les fortes pressions partielles.

En pratique pour la décarbonation, les procédés utilisant des solvants physiques ne sont utilisés que pour des pressions partielles en CO<sub>2</sub> supérieures à 1,4 MPa [45].

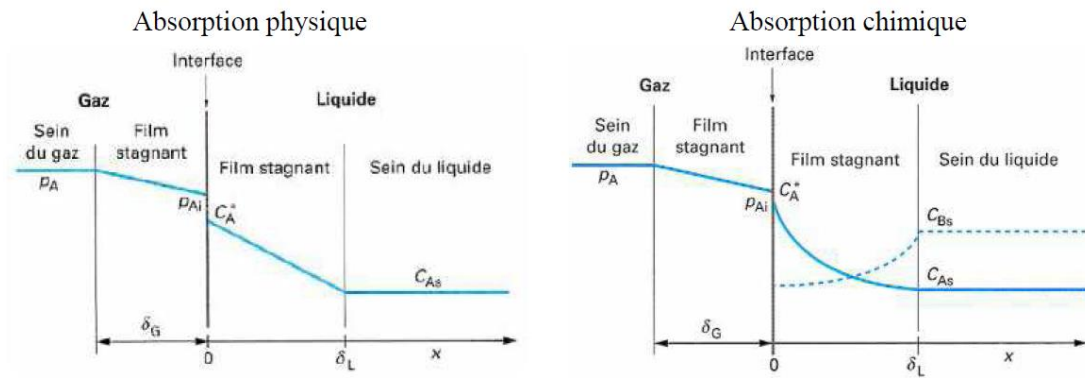
• Les solvants chimiques permettent, quant à eux, une bonne séparation du CO<sub>2</sub> même à faible pression partielle. Le CO<sub>2</sub> sous forme gazeuse se solubilise dans le solvant puis réagit avec une autre molécule (amine, carbonate de potassium...). La réaction chimique permet de limiter la présence du CO<sub>2</sub> sous forme moléculaire dans le solvant et donc de diminuer la pression partielle en CO<sub>2</sub> à l'équilibre. Cela permet une séparation du CO<sub>2</sub> même à faible pression partielle. La réaction chimique est reliée au facteur d'accélération E qui représente le rapport entre le flux moyen d'absorption en présence de réaction chimique et le flux moyen d'absorption en l'absence de réaction chimique :

$$\varphi_{CO_2} = E.k_L.(C_{CO_2,i} - C_{CO_2,s}) = \frac{E.k_L}{H_{CO_2}}.(P_{CO_2,i} - P_{CO_2,s})$$

Avec :

$\varphi_{CO_2}$ : Le flux spécifique moyen d'absorption par unité d'aire interfaciale gaz-liquide en présence de réaction chimique (mol.m<sup>-2</sup>.s<sup>-1</sup>).

Si le gaz dissous est consommé, pendant sa diffusion dans le film liquide, par une réaction chimique, le profil de concentration du gaz dans le film est modifié, le gradient de concentration du A à l'interface gaz-liquide devenant plus élevé (**fig8**), ce qui augmente le flux d'absorption.



**Figure 8:** Absorption physique – absorption chimique [4].

Les conditions existant à proximité de l'interface sont très difficiles à observer ou à explorer expérimentalement. C'est pourquoi, basées sur le fait que la résistance au transfert de masse se retrouve localisée près de l'interface, plusieurs théories permettant la quantification du transfert entre deux phases ont vu le jour. Citons la théorie du double film de Whitman, la théorie de la pénétration de Higbie, la théorie de Danckwerts du renouvellement aléatoire de la surface et la théorie de la pénétration de film.

➤ **Théorie du double film (Whitman) :**

Le modèle de transfert de matière entre la phase gazeuse et la phase liquide le plus simple est celui du film de Whitman (1923). Dans ce modèle on exprime que la résistance au transfert est localisée dans le film mince stagnant adjacent à l'interface. Le transfert de matière du côté du liquide s'effectue par diffusion moléculaire. La concentration en gaz dissous dans le film décroît linéairement de l'interface  $C_{A,i}$  jusqu'à la limite du sein du liquide  $C_{A,s}$ . Dans le sein du liquide, au delà du film, on considère que la concentration en A est uniforme du fait des turbulences. En présence d'une réaction chimique les profils de concentration ne sont plus linéaires dans le film, l'absorption est suivie d'une réaction chimique, ce qui augmente le flux d'absorption.

**III.3.Choix de l'absorbant pour l'épuration du gaz naturel algérien :**

A l'entrée de l'unité de décarbonatation, le gaz naturel de Hassi Rmel contient de  $CO_2$  à une pression partielle d'environ 9KPa. Le gaz traité doit contenir au maximum 100 ppm molaire, ce qui correspond à une pression partielle du  $CO_2$  de 0.42 KPa.

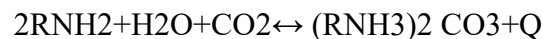
La charge est libre de toute quantité importante d'impuretés de soufre la MEA (15 à 20%) et la DEA (20 à 30%) conviendraient toutes les deux au système de décarbonatation du gaz naturel algérien ; le gaz naturel du gisement de Hassi Rmel étant un gaz propre (ne contient

pas de COS et de mercaptans), la dégradation de MEA par ces composés n'est pas un problème. La MEA nécessite une circulation inférieure à la DEA car elle a un poids moléculaire inférieur (MEA : 61 et DEA : 105). Ainsi qu'une mole de MEA ou de DEA réagit avec une mole de CO<sub>2</sub>. Pour ces raisons, la MEA a été retenue pour la décarbonatation malgré sa volatilité relativement élevée.

L'élimination du CO<sub>2</sub> par absorption chimique en utilisant la MEA est la méthode la plus utilisée [78,94, 95], l'avantage de cette méthode c'est qu'en augmentant la température le solvant peut être récupéré et recyclé [96, 97,98].

La MEA est devenue le solvant de base pour la décarbonatation par absorption/régénération grâce à sa disponibilité et à son coût de production relativement faible [83, 99].

La réaction chimique principale intervenant dans le processus d'absorption du CO<sub>2</sub> à l'aide d'une solution aqueuse de MEA est :



C'est une réaction de neutralisation de type: Acide + base = sels + eau + chaleur

#### **III.4.Régénération de l'absorbant :**

On ne peut pas parler de la décarbonatation du gaz naturel sans traiter le procédé de régénération de l'absorbant, lorsqu'on utilise une huile organique, ce liquide est généralement coûteux et il est alors nécessaire de le déconcentrer en continu pour pouvoir le réinjecter.

La facilité de déconcentration et de recyclage du liquide devient alors un paramètre important du bilan économique de l'opération. Cette déconcentration selon les cas, par distillation, stripage, extraction liquide/liquide ou liquide/solide. Le choix d'une technique nécessite une étude de génie chimique complète [100, 101, 102, 103].

Le procédé de désorption est l'inverse de l'absorption. Dans le cas de la chimisorption, il comprend également deux stades :

-le premier est chimique et assure la décomposition généralement thermique des substances formées lors de l'absorption.

-le second, purement physique, a pour rôle de séparer par évaporation les constituants absorbés.

La réaction chimique principale intervenant dans le processus de désorption du CO<sub>2</sub> est la même que la réaction d'absorption mais évolue en sens inverse.



L'élévation de la température (118 à 124 °C) et la baisse de la pression (2.2 bars) déplace l'équilibre vers la formation de CO<sub>2</sub> et la régénération de la MEA. La réaction est alors endothermique, son évolution dans ce sens nécessite une certaine énergie supplémentaire pour la rupture de liaisons chimiques formées au cours du processus d'absorption [104]. On pensait que les carbonates formés se décomposeraient complètement au de la de 105°C. Mais en réalité, de petites quantités persistent jusqu'à la température de dégradation de la MEA (180°C). Ceci peut être expliqué par la grande résistance des liaisons chimiques entre la MEA et le CO<sub>2</sub> et par la diminution progressive de la concentration de ces composés dans la solution entraînant un ralentissement des vitesses des réactions de décomposition chimique. C'est ainsi qu'une amine régénérée, contient pratiquement encore 0.11 mole de CO<sub>2</sub> par mole de MEA. Et c'est aussi la raison pour laquelle la plupart des calculs du procédé de désorption s'appuient sur des données empiriques.

### **III.5. Les données de conception :**

La conception d'un procédé d'absorption aux amines requiert la connaissance d'un certain nombre de données permettant, pour un débit de mélange donné à purifier, la détermination des conditions de fonctionnement du procédé, telles que le débit de la solution absorbante, le diamètre et la hauteur des colonnes de l'absorbeur et du stripeur ainsi que leurs types, et aussi les caractéristiques de l'ensemble des équipements (échangeurs de chaleur, pompes, etc...). Ces données concernent : [33]

- Les relations d'équilibre entre les gaz acides et les solutions amines ;
- Les propriétés physiques des amines: viscosité, etc. ;
- Les pressions de vapeur des solutions d'amines ;
- Les chaleurs de réaction, chaleur d'absorption ;
- Les données de solubilités mutuelles entre les hydrocarbures et les solutions d'amines.

Parmi ces données on a [53] :

#### **➤ Concentration de la solution d'amine et paramètre associé :**

Une concentration de solution plus forte se traduit par une circulation plus faible et donc un équipement plus petit. La consommation d'utilités augmente aussi avec la faiblesse des solutions.

La limite supérieure de la concentration de la solution est imposée par des problèmes de corrosion, L'unité de MEA est conçue pour fonctionner avec une solution de MEA à 20 %

lorsque la concentration de CO<sub>2</sub> dans le GN est à son niveau maximum de 0.3%. Si la concentration de CO<sub>2</sub> dans le GN est moindre, la concentration de MEA peut être diminuée. Une moindre concentration de MEA facilite l'épuration et donne une solution moins corrosive. Le débit de circulation de MEA demeure inchangé.

La concentration de MEA peut être augmentée par les purges d'eau au niveau des purges des pompes.

Le paramètre associé est le taux d'absorption en gaz acide, il est défini comme le nombre de moles de gaz acide dans la solution par moles d'amine (pure). Du point de vue corrosion, le taux d'absorption de gaz acide de la solution riche est une variable importante.

Les taux d'absorption types sont : 0.3 à 0.52 mole CO<sub>2</sub>/mole MEA.

Le CO<sub>2</sub> n'est pas éliminé à 100%, le taux d'absorption est limité par les faibles absorptions, les vitesses de réaction et les conditions d'équilibre [83].

➤ **Ballon de séparation d'entrée :**

Le laveur doit être assez grand pour enlever tous les solides et les liquides libres, afin qu'ils ne pénètrent pas dans le système amine. Un excès de fluide sera transféré dans les installations si le ballon est surchargé. Ce transfert entraînera les problèmes suivants :

-les solides augmentent la corrosion, entraînent un bouchage des colonnes et des échangeurs de chaleur.

-l'eau libre peut diluer la MEA.

-l'eau salée dilue la MEA et cause des dépôts sur les tubes de rebouilleur.

-les hydrocarbures liquides augmentent le moussage dans l'absorbeur. Des dépôts de coke peuvent également se constituer dans les tubes de rebouilleur.

Un tamis contre les entrainements est généralement installé entre le ballon et l'absorbeur pour enlever les particules liquides et solides supérieures à 1 micron.

➤ **Température de contact :**

La température de contact dans l'absorbeur est une variable importante.

A basse température, les considérations d'équilibre sont favorables, mais l'efficacité du transfert de masse est faible. D'une manière générale et comme compromis entre les considérations d'équilibre et de transfert de masse, pour le gaz d'alimentation on choisit une température d'environ 40°C.

### ➤ **Stockage de manutention de la MEA :**

La MEA commerciales se solidifie normalement à la température ambiante, sa tension de vapeur à 20°C est inférieure à 1mmHg. Etant donné qu'il s'agit d'un composé organique, elle subit une combustion mais elle n'est pas classée comme inflammable. Les éthanolamines ont des propriétés toxiques ; elles ne doivent pas être mises en contact répété avec la peau.

### **III.6. Description d'une unité de décarbonatation du gaz naturel :**

D'après la figure 9, le gaz naturel à traiter rentre dans un séparateur liquide-vapeur où il est débarrassé des hydrocarbures liquides éventuellement entraînés puis passe à travers un échangeur de chaleur où il est réchauffé, à une température de 38°C.

Le gaz ainsi préchauffé, rentre dans la partie inférieure de la colonne d'absorption dans laquelle, il est lavé à contre courant par une solution de MEA. La solution de MEA est injectée en tête de la colonne à une température de 50°C. Le gaz naturel traité sort en tête de la colonne avec une teneur en CO<sub>2</sub> de l'ordre de 100 ppm molaire. La pression de l'absorbeur est d'environ 42 bars.

La solution de MEA riche sortante du fond de la colonne d'absorption est envoyée après échange de chaleur, en tête de la colonne de régénération. Dans la colonne de régénération, le CO<sub>2</sub> est séparé par chauffage (118 à 124°C) et baisse de pression (2.2 bars). La chaleur nécessaire est fournie en fond de la colonne grâce à un rebouilleur chauffé généralement à la vapeur d'eau.

Le CO<sub>2</sub> désorbé ainsi que la vapeur d'eau traversent un condenseur dans lequel l'eau est condensée puis envoyée en tête de la colonne tandis que le CO<sub>2</sub> quitte l'unité à l'état gazeux.

La solution de MEA régénérée sortante du fond de la colonne de régénération est envoyée au bac de stockage d'où elle est reprise vers la colonne d'absorption où elle recommence son cycle. La phase gazeuse du bac de stockage est maintenue sous pression (1.05 bar) à l'aide d'un gaz inerte pour éviter l'oxydation de la MEA par l'oxygène de l'air.

L'absorption s'effectue à pression relativement élevée (au dessus de 10 bars) les hydrocarbures dissous dans la solution de MEA ne sont pas négligeables et sortent en tête de la colonne de régénération avec le CO<sub>2</sub>. Pour éviter cela, on prévoit une détente de la solution d'amine riche avant d'alimenter la colonne de régénération. Dans cette détente, les hydrocarbures dissous partent vers le réseau de gaz combustibles, les quantités de CO<sub>2</sub> ainsi entraînées étant mineures.

Le gaz à traiter doit être sec, s'est à dire ne pas contenir de gouttelettes d'hydrocarbures liquides entraînées. Pour cela, lorsque l'on craint ce phénomène, il est bon de prévoir un séparateur liquide-vapeur en amont de la colonne d'absorption.

Les solutions d'amines ont tendance à mousser, il s'agit là d'un problème très grave puisque malgré tous les séparateurs d'entraînement que l'on puisse installer en tête de la colonne, les solutions d'amine sortent sous forme de mousse, soit avec le gaz traité, soit avec le CO<sub>2</sub> dans la colonne de régénération [89, 90]. Pour cela, en plus de toutes les précautions prises en vue de réduire le phénomène de moussage, il est prévu une installation d'injection de silicones ou d'autres agents anti-moussants en tête des colonnes (les silicones sont des agents anti-moussants très efficaces).

Afin d'éviter les problèmes d'exploitation, la teneur en solide de la solution en circulation doit être inférieure à 0.01% massique. Pour cela il est recommandé d'effectuer une filtration en continu d'une partie de la solution en circulation ; généralement 10% de la quantité en circulation est filtrée à travers un filtre à colmatage.

Un lit de charbon actif doit également être utilisé dans le système de filtration car le charbon actif peut réduire ou éliminer la plupart des problèmes de moussage en éliminant les hydrocarbures condensés, les huiles de compresseurs, les produits détersifs etc. généralement, 2 à 5% de la solution en circulation passe à travers des lits de charbon actif.

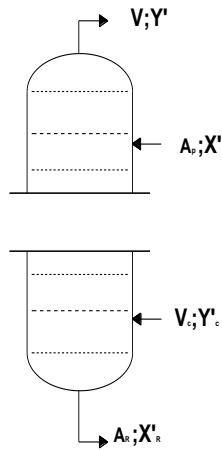
Dans le cas de l'utilisation de la MEA, il faut séparer les produits dégénérés (produits résultant de la dégradation de la MEA) ; la séparation s'effectue dans un rebouilleur de façon continue sur une quantité de l'ordre de 2% de la solution de circulation.

## ***IV. CALCUL TECHNOLOGIQUE***

### **VI .1. Bilan matière en utilisant la MEA comme solvant:**

Le procédé de chimisorption avec une solution de Monoéthanolamine (MEA) à 15% est utilisé pour l'épuration des gaz des composés acides.

**Figure10 : Schéma de la colonne d'absorption**



- $G_c$  : débit massique du gaz naturel non épuré
- $G$  : débit massique du gaz naturel épuré
- $V_c$  : volume du gaz naturel non épuré
- $V$  : gaz naturel épuré
- $A_p$  : débit massique de la solution de MEA pauvre
- $A_r$  : débit massique de la solution de MEA riche
- $G_c + A_p = G + A_r$

**VI .1.1.Composition de la charge gazeuse:**

**Tableau 9 :** Composition de la charge gazeuse non épuré :

Constituants	$y'_{ci}$	$V_{ci}$ (m <sup>3</sup> /h)
He	0,0019	382,0824
N <sub>2</sub>	0,058	11660,4216
CO <sub>2</sub>	0,0021	422,2145
CH <sub>4</sub>	0,83	166865,15
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,07096	14265,9418
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,0225	4523,4412
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,004	804,186
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,006	1206,2458

iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0012	241,265
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0015	301,5376
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,0018	361,8837
H <sub>2</sub> O	0,00004	7,8736
Somme	<b>1,000</b>	<b>201042,245</b>

Volume de la charge gazeuse entrante dans la colonne d'absorption :  $V_c=201042.2418\text{m}^3/\text{h}$

$y'_{ci}$  : pourcentage molaire de « i » constituant.

$V_{ci}$  : débit volumique de « i » constituant.

### VI.1 .2.calcul de la quantité de gaz non épuré:

**Tableau 10 : la quantité du gaz non épuré**

Constituant s	$M_i$	$V_{ci}$ (m <sup>3</sup> /h)	$y'_{ci}$	$M_i y'_{ci}$	$G_{ci} = \frac{V_{ci} M_i}{22.4}$ (Kg/h)	$y_{ci} = M_i y'_{ci} / M_m$
He	04	382,0824	0,0019	0,0076	68,229	0,000399
N <sub>2</sub>	28	11660,4216	0,058	1,624	14575,527	0,085236
CO <sub>2</sub>	44	422,2145	0,0021	0,0924	829,350	0,004850
CH <sub>4</sub>	16	166865,15	0,83	13,28	119189,394	0,697003
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30	14265,9418	0,07096	2,1288	19106,172	0,111730
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	44	4523,4412	0,0225	0,99	8885,331	0,051960
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58	804,186	0,004	0,232	2082,267	0,012177
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58	1206,2458	0,006	0,348	3123,315	0,018265
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72	241,265	0,0012	0,0864	775,495	0,004535
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72	301,5376	0,0015	0,108	969,228	0,005668
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	86	361,8837	0,0018	0,1548	1389,375	0,008125
H <sub>2</sub> O	18	7,8736	0,00004	0,00072	6,327	0,000038
Somme	/	<b>201042,245</b>	<b>1,000</b>	<b>19,053</b>	<b>171000,010</b>	<b>1,000</b>

La masse moléculaire moyenne du gaz non épuré est :

$$M_m = \sum M_i y'_{ci} = 19.0527 \text{Kg/Kmole}$$

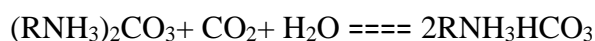
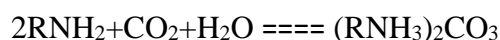
$M_i$  :masse moléculaire de « i » constituant

$G_{ci}$  :débit massique de « i » constituant

$y_{ci}$  :pourcentage massique de « i » constituant

### VI.1 .3.Absorption des gaz acides par la solution de MEA:

L'absorption des composés acides par la solution de MEA est donnée par les réactions chimiques suivantes :



### VI.1 .3.1.Détermination du taux d'absorption de CO<sub>2</sub> par une mole de MEA:

Il existe différentes courbes d'équilibre entre les solutions de MEA et le CO<sub>2</sub> nous permettant de déterminer le nombre de moles de CO<sub>2</sub> absorbées par une mole de MEA à l'état d'équilibre, en fonction des pressions partielles de CO<sub>2</sub> dans le gaz riche, de la température de service et de la concentration de MEA.

Nous optons pour cela à l'utilisation des courbes d'équilibres données par « **Pierre Whuitier** » qui recommande de tenir compte de la MEA régénérée qui contient 0.11 moles de CO<sub>2</sub> par mole de MEA et qu'il faut introduire un facteur de correction afin de s'éloigner des conditions d'équilibre en toute sécurité (1.7 pour le CO<sub>2</sub>) .

#### \*Pression partielle de CO<sub>2</sub> dans le gaz riche :

$$P_{CO_2} = P \cdot y'_{CO_2}$$

$y'_{CO_2}$  : concentration molaire de CO<sub>2</sub> dans le gaz non épuré ( $y'_{CO_2} = 0.0021$ )

$P$  : pression dans la colonne d'absorption ( $P = 39.2$  bar)

$$P_{CO_2} = 0.0823 \text{ bar} = 62.56 \text{ mmHg}$$

D'après les courbes d'équilibres qui nous donnent les pressions partielles du CO<sub>2</sub> en fonction du taux d'absorption (**annexe1**), le taux d'absorption est :

$$t_{CO_2} = 0.54 \text{ mole de CO}_2/\text{mole de MEA}$$

\*taux d'absorption réel « T » :

$$T_{CO_2} = t_{CO_2} - 0.11$$

$$T_{CO_2} = 0.54 - 0.11$$

$$T_{CO_2} = 0.43 \text{ mole de CO}_2/\text{mole de MEA}$$

### VI.1 .3.2.nombre de Kilomoles de MEA nécessaire pour l'absorption du CO<sub>2</sub>:

#### VI.1 .3.2.1.masse molaire nécessaire pour l'absorption du CO<sub>2</sub> :

Le nombre de kilomoles de MEA nécessaire pour l'absorption du CO<sub>2</sub> est donné par l'équation suivante :

$$N_{MEA}^{CO_2} = \frac{N_{CO_2} \cdot 1.7}{T_{CO_2}}$$

$N_{CO_2}$  : nombre de kilomoles de CO<sub>2</sub> extraite du gaz naturel qui est donnée par l'équation suivante :

$$N_{CO_2} = G'_R (Y'_{1CO_2} - Y'_{2CO_2})$$

$$G'_R = G_{GR} - G_{CO_2}$$

$G'_R$  : nombre de kilomoles de gaz riche sans le CO<sub>2</sub> par heure

$G_{GR}$  : nombre de kilomoles de gaz riche par heure

$G_{CO_2}$  : nombre de kilomoles de CO<sub>2</sub> dans le gaz riche

$\overline{Y}_{1CO_2}$  : pourcentage molaire relatif de CO<sub>2</sub> dans le gaz riche

$\overline{Y}_{2CO_2}$  : pourcentage molaire relatif de CO<sub>2</sub> dans le gaz pauvre

$y'_{1CO_2}$  : pourcentage molaire de CO<sub>2</sub> dans le gaz riche

$y'_{2CO_2}$  : pourcentage molaire de CO<sub>2</sub> dans le gaz pauvre

$$G'_R = \frac{171000.01}{19.053} - \frac{829.35}{44}$$

$$G'_R = 8956,12 \text{ Kmole/h}$$

$$\overline{Y}_{1CO_2} = \frac{y'_{1CO_2}}{1 - y'_{1CO_2}} \qquad y'_{1CO_2} : 0.0021$$

$$\overline{Y}_{1CO_2} = \frac{0.0021}{1 - 0.0021} = 0.002104$$

$$\overline{Y}_{2CO_2} = \frac{y'_{2CO_2}}{1 - y'_{2CO_2}} \qquad y'_{2CO_2} : 0.0001$$

$$\overline{Y}_{2CO_2} = \frac{0.0001}{1 - 0.0001} = 0.0001$$

$$N_{CO_2} = 8956.12 (0.002104 - 0.0001)$$

$$N_{CO_2} = 17.95 \text{ Kmole/h}$$

$$\text{Donc} \quad N_{MEA}^{CO_2} = \frac{17.95 \cdot 1.7}{0.43} = 70.96 \text{ Kmole/h}$$

### VI.1.3.2.1. masse molaire nécessaire pour l'absorption du CO<sub>2</sub> :

$$m_{MEA}^{CO_2} = N_{MEA}^{CO_2} \times M_{MEA}$$

$M_{MEA}$  : masse molaire de MEA

$$m_{MEA}^{CO_2} = 70.96 \times 61.1$$

$$m_{MEA}^{CO_2} = 4335.656 \text{ Kg/h}$$

### VI. 1.3.2.2. nombre de kilomoles de CO<sub>2</sub> dans la solution régénérée:

$$N'_{CO_2} = N_{MEA}^{CO_2} \times 0.11$$

$$N'_{CO_2} = 7.805 \text{ Kmole/h}$$

### VI.1 .3.2.3.masse correspondante de CO<sub>2</sub>:

$$m_{CO_2} = N'_{CO_2} \times M_{CO_2}$$

M<sub>CO<sub>2</sub></sub> : masse molaire de CO<sub>2</sub>

$$m_{CO_2} = 7.805 \times 44$$

$$m_{CO_2} = 343.42 \text{ Kg/h}$$

### VI.1 .3.2.4.débit massique de la solution de MEA pauvre nécessaire pour l'absorption du CO<sub>2</sub>:

$$A_p = m_{MEA}^{CO_2} \times \frac{100}{15}$$

$$A_p = 28904.37 \text{ Kg/h}$$

### VI.1 .4.calcul de la quantité et la composition de la solution de MEA pauvre:

**Tableau 11** : la quantité et la composition de la solution de MEA pauvre

Constituants	M <sub>i</sub>	X <sub>i</sub>	g <sub>i</sub> (Kg/h)	N <sub>i</sub> = $\frac{g_i}{M_i}$	X' <sub>i</sub> = $\frac{n_i}{\sum n_i}$	M <sub>i</sub> .X' <sub>i</sub>
H <sub>2</sub> O	18	0.8499	24565.824	1364.768	0.95	17,1
MEA	61.1	0.150	4335,655	70,960	0.0494	3,01834
CO <sub>2</sub>	44	0.0001	2.89	0.066	0.00004	0.00176
Somme	/	1.000	28904.37	1435.794	1	20,1201

La masse moléculaire moyenne de la solution de MEA pauvre est :

$$M_m = \sum M_i \cdot X'_i = 20,1201 \text{ Kg/Kmole}$$

X<sub>i</sub> : pourcentage massique de « i » constituants

g<sub>i</sub> : débit massique de « i » constituants

X'<sub>i</sub> : pourcentage molaire de « i » constituants

n<sub>i</sub> : nombre de kilomoles de « i » constituants

$$A_p = \sum g_i = 28904.37 \text{ Kg/h}$$

### VI .1.5.détermination des quantités de méthane, éthane et d'azote diluées dans la solution:

Dans le procédé de décarbonatation, les hydrocarbures légers notamment le méthane et l'éthane ont une solubilité non négligeable dans l'eau de la solution aqueuse de MEA.

L'azote s'y dissout également mais en proportion plus faible. La quantité de méthane, d'éthane et d'azote dissoute peut être trouvée d'après la formule suivante :

$$V_i^d = \alpha_i \times V_{H_2O} \times \frac{273}{t+273}$$

V<sub>i</sub><sup>d</sup>: Volume de « i » constituant dissout dans l'eau de la solution de MEA

$\alpha_i$  : coefficient de solubilité dans l'eau du constituant désiré.

$V_{H_2O}$  : volume de l'eau dans la solution de MEA

t: température de la solution de Mea à l'entrée de la colonne d'absorption (t=50°C)

$$V_{H_2O} = \frac{g_{H_2O}}{\rho_{H_2O}}$$

$g_{H_2O}$  :débit massique de l'eau dans la solution de MEA pauvre ( $g_{H_2O} = 24565.824 \text{ Kg/h}$ )

$\rho_{H_2O}$ : masse volumique de l'eau à une température de 50°C ( $\rho_{H_2O} : 988.04 \text{ Kg/m}^3$ )

$$V_{H_2O} = \frac{24565.824}{988.04} = 24.863 \text{ m}^3/\text{h}$$

#### **VI .1.5.1.détermination du volume de méthane dissout dans l'eau de la solution de MEA :**

$$V_{CH_4}^d = \alpha_{CH_4} \times V_{H_2O} \times \frac{273}{t+273} \quad \alpha_{CH_4} = 0.02369 \text{ m}^3/\text{m}^3\text{d'eau}$$

$$V_{CH_4}^d = 0.02369 \times 24.863 \times \frac{273}{50+273}$$

$$V_{CH_4}^d = 0.498 \text{ m}^3/\text{h}$$

#### **VI.1 .5.2.Détermination du volume de l'éthane dissout dans l'eau de la solution de MEA:**

$$V_{C_2H_6}^d = \alpha_{C_2H_6} \times V_{H_2O} \times \frac{273}{t+273} \quad \alpha_{C_2H_6} = 0.02915 \text{ m}^3/\text{m}^3\text{d'eau}$$

$$V_{C_2H_6}^d = 0.02915 \times 24.863 \times \frac{273}{50+273}$$

$$V_{C_2H_6}^d = 0.61 \text{ m}^3/\text{h}$$

#### **VI.1 .5.3.Détermination du volume de l'azote dissout dans l'eau de la solution de MEA :**

$$V_{N_2}^d = \alpha_{N_2} \times V_{H_2O} \times \frac{273}{t+273} \quad \alpha_{N_2} = 0.0125 \text{ m}^3/\text{m}^3\text{d'eau}$$

$$V_{N_2}^d = 0.0125 \times 24.863 \times \frac{273}{50+273}$$

$$V_{N_2}^d = 0.26 \text{ m}^3/\text{h}$$

**VI.1 .6.les débits volumiques du méthane, de l'éthane, de l'azote et du gaz carbonique dans le gaz épuré :**

$$V_{CH_4}^E = V_{CH_4}^c - V_{CH_4}^d$$

$V_{CH_4}^c$  : volume de  $CH_4$  dans le gaz riche.

$$V_{CH_4}^E = 166865,15 - 0.498$$

$$V_{CH_4}^E = 166864.65 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$V_{C_2H_6}^E = V_{C_2H_6}^c - V_{C_2H_6}^d$$

$V_{C_2H_6}^c$  : volume de  $C_2H_6$  dans le gaz riche.

$$V_{C_2H_6}^E = 14265,9418 - 0.61$$

$$V_{C_2H_6}^E = 14265.33 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$V_{N_2}^E = V_{N_2}^c - V_{N_2}^d$$

$V_{N_2}^c$  : volume de  $N_2$  dans le gaz riche.

$$V_{N_2}^E = 11660,4216 - 0.26$$

$$V_{N_2}^E = 11660.16 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$V_{CO_2}^E = V_{CO_2}^c - V_{CO_2}^d$$

$V_{CO_2}^d$ : Volume du  $CO_2$  dissout dans la solution de MEA (volume de  $CO_2$  extrait du gaz non épuré)

$V_{CO_2}^c$ : Volume du  $CO_2$  dans le gaz riche.

$$V_{CO_2}^d = N_{CO_2} \times 22.4$$

$$V_{CO_2}^d = 17.95 \times 22.4$$

$$V_{CO_2}^d = 402.08 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$V_{CO_2}^E = 422,2145 - 402.08$$

$$V_{CO_2}^E = 20.13 \text{ m}^3/\text{h}$$

En considérant que les quantités des autres constituants du gaz pauvre restent inchangées, la composition du gaz épuré à la sortie de l'absorbeur est donnée par le tableau suivant :

**Tableau 12:** la composition du gaz épuré à la sortie de l'absorbeur en utilisant la MEA comme solvant

Constituants	$M_i$	$V_i$ ( $\text{m}^3/\text{h}$ )	$y'_i$	$M_i y'_i$	$G_i = \frac{V_i M_i}{22.4}$ (Kg/h)	$y_i = \frac{M_i y'_i}{M_m}$
He	04	382,0824	0,00190	0,0076	68,229	0,0004
$N_2$	28	11660,16	0,05812	1,6273	14575,2	0,0856
$CO_2$	44	20,13	0,0001	0,0044	39,541	0,00023
$CH_4$	16	166864,65	0,83166	13,3066	119189,04	0,7004

C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30	14265,33	0,07109	2,1327	19105,35	0,11225
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	44	4523,4412	0,0225	0,99	8885,33	0,0521
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58	804,186	0,004	0,232	2082,2673	0,0122
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58	1206,2458	0,006	0,348	3123,315	0,0183
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72	241,265	0,0012	0,0864	775,4946	0,0045
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72	301,5376	0,0015	0,108	969,228	0,00568
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	86	361,8837	0,0018	0,1548	1389,3749	0,0081
H <sub>2</sub> O	18	7,8736	0,000039	0,0007	6,3270	0,000037
Somme	/	200638,78	1	18,9985	170208,6968	1

$V_i$  : débit volumique de « i » constituant

$G_i$  : **débit massique de « i » constituant**

$y'_i$  : pourcentage molaire de « i » constituant

$y_i$  : pourcentage massique de « i » constituant

La masse moléculaire moyenne du gaz épuré est :

$$M_m = \sum M_i y'_i = 18,9985 \text{ Kg/Kmole}$$

#### **VI .1.7.débit massique du gaz absorbé par la solution de MEA:**

$$G_k = \sum G_{ci} - \sum G_i$$

$\sum G_{ci}$  : débit massique du gaz non épuré ( $\sum G_{ci} = 171000,01 \text{ Kg/h}$ )

$\sum G_i$  : débit massique du gaz épuré ( $\sum G_i = 170208,6968 \text{ Kg/h}$ )

$$G_k = 171000,01 - 170208,6968$$

$$G_k = 791,3132 \text{ Kg/h}$$

#### **VI.1 .8.débit massique de la solution de MEA riche:**

$$A_R = A_p + G_k$$

$$A_R = 28904,37 + 791,3132$$

$$A_R = 29695,6832 \text{ Kg/h}$$

Après avoir déterminé les débits massiques de chaque flux, on peut présenter le bilan matière de l'absorbeur sous la forme du tableau suivant :

**Tableau 13: Bilan matière de l'absorbeur en utilisant la MEA comme solvant:**

Flux entrant dans l'absorbeur	Débits (Kg/h)
I) Gaz naturel non épuré	171000,01
II) Solution MEA pauvre $A_p$	28904,37

<b>Total</b>	<b>199904,38</b>
<b>Flux sortant de l'absorbeur</b>	<b>Débits (Kg/h)</b>
I) Gaz naturel épuré	170208.6968
II) Solution MEA riche AR	29695,6832
<b>Total</b>	<b>199904,38</b>

## VI .2.Bilan matière en utilisant la DEA comme solvant:

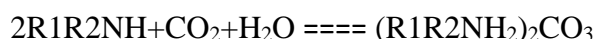
Le procédé de chimisorption avec une solution de Diéthanolamine (DEA) à 20% est utilisé pour l'épuration des gaz des composés acides.

### VI.2 .1. Composition de la charge gazeuse:

On a la même charge gazeuse utilisée pour le cas de la MEA (**Tableau 9 et Tableau 10**)

### VI .2.2.Absorption des gaz acides par la solution de DEA :

L'absorption des composés acides par la solution de DEA est donnée par les réactions chimiques suivantes :



### VI.2 .2.1.Détermination du taux d'absorption de CO<sub>2</sub> par une mole de DEA :

Il existe différents courbes d'équilibre entre les solutions de DEA et le CO<sub>2</sub> nous permettant de déterminer le nombre de moles de CO<sub>2</sub> absorbées par une mole de DEA à l'état d'équilibre, en fonction des pressions partielles de CO<sub>2</sub> dans le gaz riche, de la température de service et de la concentration de DEA.

Nous optons pour cela à l'utilisation des courbes d'équilibres données par « **Pierre Whuitier** » qui recommande de tenir compte de la DEA régénérée qui contient 0.11 moles de CO<sub>2</sub> par mole de DEA et qu'il faut introduire un facteur de correction afin de s'éloigner des conditions d'équilibre en toute sécurité (1.7 pour le CO<sub>2</sub>) .

### \*Pression partielle de CO<sub>2</sub> dans le gaz riche :

$$P_{CO_2} = P \cdot y'_{CO_2}$$

y' CO<sub>2</sub> : concentration molaire de CO<sub>2</sub> dans le gaz non épuré (y' CO<sub>2</sub> =0.0021)

P : pression dans la colonne d'absorption (P=39.2bar)

$$P_{CO_2} = 0.0823 \text{ bar} = 62.56 \text{ mmHg}$$

D'après les courbes d'équilibres qui nous donnent les pressions partielles du CO<sub>2</sub> en fonction du taux d'absorption (**annexe2**), le taux d'absorption est :

$$t_{CO_2} = 0.46 \text{ mole de CO}_2/\text{mole de DEA}$$

\*taux d'absorption réel « T » :

$$T_{CO_2} = t_{CO_2} - 0.11$$

$$T_{CO_2} = 0.46 - 0.11$$

$$T_{CO_2} = 0.35 \text{ mole de CO}_2/\text{mole de DEA}$$

### VI .2.2.2. nombre de Kilomoles de DEA nécessaire pour l'absorption du CO<sub>2</sub>:

Le nombre de kilomoles de DEA nécessaire pour l'absorption du CO<sub>2</sub> est donné par l'équation suivante :

$$N_{DEA}^{CO_2} = \frac{N_{CO_2} * 1.7}{T_{CO_2}}$$
 N<sub>CO<sub>2</sub></sub> : nombre de kilomoles de CO<sub>2</sub> extraite du gaz naturel qui est donnée par l'équation suivante :

$$N_{CO_2} = G'_R (Y'_{1CO_2} - Y'_{2CO_2})$$

$$G'_R = G_{GR} - G_{CO_2}$$

G'<sub>R</sub> : nombre de kilomoles de gaz riche sans le CO<sub>2</sub> par heure

G<sub>GR</sub> : nombre de kilomoles de gaz riche par heure

G<sub>CO<sub>2</sub></sub> : nombre de kilomoles de CO<sub>2</sub> dans le gaz riche

$$Y'_{1CO_2}$$
 : pourcentage molaire relatif de CO<sub>2</sub> dans le gaz riche

$$Y'_{2CO_2}$$
 : pourcentage molaire relatif de CO<sub>2</sub> dans le gaz pauvre

$$Y'_{1CO_2}$$
 : pourcentage molaire de CO<sub>2</sub> dans le gaz riche

$$Y'_{2CO_2}$$
 : pourcentage molaire de CO<sub>2</sub> dans le gaz pauvre

$$G'_R = \frac{171000.01}{19.053} - \frac{829.35}{44}$$

$$G'_R = 8956,12 \text{ Kmole/h}$$

$$Y'_{1CO_2} = \frac{y'_{1CO_2}}{1 - y'_{1CO_2}} \quad y'_{1CO_2} = 0.0021$$

$$Y'_{1CO_2} = \frac{0.0021}{1 - 0.0021} = 0.002104$$

$$Y'_{2CO_2} = \frac{y'_{2CO_2}}{1 - y'_{2CO_2}} \quad y'_{2CO_2} = 0.0001$$

$$Y'_{2CO_2} = \frac{0.0001}{1 - 0.0001} = 0.0001$$

$$N_{CO_2} = 8956.12 (0.002104 - 0.0001)$$

$$N_{CO_2} = 17.95 \text{ Kmole/h}$$

$$\text{Donc } N_{DEA}^{CO_2} = \frac{17.95 \times 1.7}{0.35} = 87.18 \text{ Kmole/h}$$

**VI .2.2.2.1.masse molaire nécessaire pour l'absorption du CO<sub>2</sub> :**

$$m_{DEA}^{CO_2} = N_{DEA}^{CO_2} \times M_{DEA}$$

$M_{DEA}$  : masse molaire de DEA

$$m_{DEA}^{CO_2} = 87.18 \times 105.1$$

$$m_{DEA}^{CO_2} = 9162.618 \text{ Kg/h}$$

**VI.2.2.2.2.nombre de kilomoles de CO<sub>2</sub> dans la solution régénérée :**

$$N'_{CO_2} = N_{DEA}^{CO_2} \times 0.11$$

$$N'_{CO_2} = 9.59 \text{ Kmole/h}$$

**VI .2.3.2.3.masse correspondante de CO<sub>2</sub> :**

$$m_{CO_2} = N'_{CO_2} \times M_{CO_2}$$

$M_{CO_2}$  : masse molaire de CO<sub>2</sub>

$$m_{CO_2} = 9.59 \times 44$$

$$m_{CO_2} = 421.96 \text{ Kg/h}$$

**VI.2 .2.2.4.débit massique de la solution de DEA pauvre nécessaire pour l'absorption du CO<sub>2</sub>:**

$$A_p = m_{DEA}^{CO_2} \times \frac{100}{20}$$

$$A_p = 45813.09 \text{ Kg/h}$$

**VI.2 .3.calcul de la quantité et la composition de la solution de DEA pauvre :**

**Tableau 14: la quantité et la composition de la solution de DEA pauvre**

Constituants	$M_i$	$X_i$	$g_i \text{ (Kg/h)}$	$N_i = \frac{g_i}{M_i}$	$X'_i = n_i / \sum n_i$	$M_i \cdot X'_i$
H <sub>2</sub> O	18	0,7999	36 645.89	2035.88	0,9588	17,2584
DEA	105.1	0,2000	9 162,6180	87,18	0,041	4.309
CO <sub>2</sub>	44	0,0001	4.5813	0.104	0,000048	0.0021
Somme	/	1	45 813,09	2 123.164	1	21,5695

La masse moléculaire moyenne de la solution de DEA pauvre est :

$$M_m = \sum M_i \cdot X_i = 21,5695 \text{ Kg/Kmole}$$

$$A_p = \sum g_i = 45\,813,09 \text{ Kg/h}$$

#### **VI.2 .4.détermination des quantités de méthane, éthane et d'azote diluées dans la solution :**

Dans le procédé de décarbonatation, les hydrocarbures légers notamment le méthane et l'éthane ont une solubilité non négligeable dans l'eau de la solution aqueuse de DEA.

L'azote s'y dissout également mais en proportion plus faible. La quantité de méthane, d'éthane et d'azote dissoute peut être trouvée d'après la formule suivante :

$$V_i^d = \alpha_i \times V_{H_2O} \times \frac{273}{t+273}$$

$V_i^d$ : Volume de « i » constituant dissout dans l'eau de la solution de DEA

$\alpha_i$ : coefficient de solubilité dans l'eau du constituant désiré.

$V_{H_2O}$ : volume de l'eau dans la solution de DEA

t: température de la solution de Mea à l'entrée de la colonne d'absorption (t=50°C)

$$V_{H_2O} = \frac{g_{H_2O}}{\rho_{H_2O}}$$

$g_{H_2O}$ : débit massique de l'eau dans la solution de DEA pauvre ( $g_{H_2O} = 36\,645.89 \text{ Kg/h}$ )

$\rho_{H_2O}$ : Masse volumique de l'eau à une température de 50°C ( $\rho_{H_2O} : 988.04 \text{ Kg/m}^3$ )

$$V_{H_2O} = \frac{36\,645.89}{988.04} = 37.09 \text{ m}^3/\text{h}$$

#### **VI.2 .4.1.détermination du volume de méthane dissout dans l'eau de la solution de DEA:**

$$V_{CH_4}^d = \alpha_{CH_4} \times V_{H_2O} \times \frac{273}{t+273} \quad \alpha_{CH_4} = 0.02369 \text{ m}^3/\text{m}^3 \text{ d'eau}$$

$$V_{CH_4}^d = 0.02369 \times 37.09 \times \frac{273}{50+273}$$

$$V_{CH_4}^d = 0.74 \text{ m}^3/\text{h}$$

#### **VI.2 .4.2.Détermination du volume de l'éthane dissout dans l'eau de la solution de DEA:**

$$V_{C_2H_6}^d = \alpha_{C_2H_6} \times V_{H_2O} \times \frac{273}{t+273} \quad \alpha_{C_2H_6} = 0.02915 \text{ m}^3/\text{m}^3 \text{ d'eau}$$

$$V_{C_2H_6}^d = 0.02915 \times 37.09 \times \frac{273}{50+273}$$

$$V_{C_2H_6}^d = 0.91 \text{ m}^3/\text{h}$$

#### **VI.2 .4.3.Détermination du volume de l'azote dissout dans l'eau de la solution de DEA:**

$$V_{N_2}^d = \alpha_{N_2} \times V_{H_2O} \times \frac{273}{t+273} \quad \alpha_{N_2} = 0.0125 \text{ m}^3/\text{m}^3 \text{ d'eau}$$

$$V_{N_2}^d = 0.0125 \times 37.09 \times \frac{273}{50+273}$$

$$V_{N_2}^d = 0.39 \text{ m}^3/\text{h}$$

### VI.2 .5.les débits volumiques du méthane, de l'éthane, de l'azote et du gaz carbonique dans le gaz épuré:

$$V_{CH_4}^E = V_{CH_4}^C - V_{CH_4}^d$$

$V_{CH_4}^C$  : volume de CH<sub>4</sub> dans le gaz riche.

$$V_{CH_4}^E = 166865,15 - 0.74$$

$$V_{CH_4}^E = 166864.41 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$V_{C_2H_6}^E = V_{C_2H_6}^C - V_{C_2H_6}^d$$

$V_{C_2H_6}^C$  : volume de C<sub>2</sub>H<sub>6</sub> dans le gaz riche.

$$V_{C_2H_6}^E = 14265,9418 - 0.91$$

$$V_{C_2H_6}^E = 14265.03 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$V_{N_2}^E = V_{N_2}^C - V_{N_2}^d$$

$V_{N_2}^C$  : volume de N<sub>2</sub> dans le gaz riche.

$$V_{N_2}^E = 11660,4216 - 0.39$$

$$V_{N_2}^E = 11660.03 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$V_{CO_2}^E = V_{CO_2}^C - V_{CO_2}^d$$

$V_{CO_2}^d$  : Volume du CO<sub>2</sub> dissous dans la solution de DEA (volume de CO<sub>2</sub> extrait du gaz non épuré)

$V_{CO_2}^C$  : Volume du CO<sub>2</sub> dans le gaz riche.

$$V_{CO_2}^d = N_{CO_2} \times 22.4$$

$$V_{CO_2}^d = 17.95 \times 22.4$$

$$V_{CO_2}^d = 402.08 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$V_{CO_2}^E = 422,2145 - 402.08$$

$$V_{CO_2}^E = 20.13 \text{ m}^3/\text{h}$$

En considérant que les quantités des autres constituants du gaz pauvre restent inchangées, la composition du gaz épuré à la sortie de l'absorbeur est donnée par le tableau suivant :

**Tableau 15 : composition du gaz épuré à la sortie de l'absorbeur en utilisant la DEA comme solvant**

Constituants	M <sub>i</sub>	V <sub>i</sub> (m <sup>3</sup> /h)	y' <sub>i</sub>	M <sub>i</sub> y' <sub>i</sub>	G <sub>i</sub> = $\frac{V_i M_i}{22.4}$ (Kg/h)	y <sub>i</sub> = $\frac{M_i y'_i}{M_m}$
He	4	382,0824	0,00190	0,00760	68,2290	0,00040
N <sub>2</sub>	28	11660,0300	0,05811	1,62708	14575,0375	0,08553
CO <sub>2</sub>	44	20,1300	0,00010	0,00440	39,5411	0,00023
CH <sub>4</sub>	16	166864,4100	0,83167	13,30672	119188,8643	0,69953
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30	14265.03	0,07110	2,13300	19104,9508	0,11213
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	44	4523,4412	0,02254	0,99176	8885,3309	0,05214
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58	804,1860	0,00400	0,2552	2082,2673	0,01341
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58	1206,2458	0,00600	0,3480	3123,3150	0,01829

iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72	241,2650	0,00120	0,08640	775,4946	0,00454
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72	301,5376	0,00150	0,10800	969,2280	0,00568
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	86	361,8837	0,00180	0,15480	1389,3749	0,00814
H <sub>2</sub> O	18	7,8736	0,000039	0,000702	6,3270	0,000037
Somme	/	200638,1153	1,00000	19,02232	170207,9604	1,00000

La masse moléculaire moyenne du gaz épuré est :

$$M_m = \sum M_i y'_i = 19,02232 \text{ Kg/Kmole}$$

### VI.2 .6.débit massique du gaz absorbé par la solution de DEA:

$$G_k = \sum G_{ci} - \sum G_i$$

$\sum G_{ci}$  : débit massique du gaz non épuré ( $\sum G_{ci} = 171000,01 \text{ Kg/h}$ )

$\sum G_i$  : débit massique du gaz épuré ( $\sum G_i = 170207,9604 \text{ Kg/h}$ )

$$G_k = 171000,01 - 170207,9604$$

$$G_k = 792,0496 \text{ Kg/h}$$

### VI.2 .7.débit massique de la solution de DEA riche:

$$A_R = A_p + G_k$$

$$A_R = 45\,813,09 + 792,0496$$

$$A_R = 46605,14 \text{ Kg/h}$$

Après avoir déterminé les débits massiques de chaque flux, on peut présenter le bilan matière de l'absorbeur sous la forme du tableau suivant :

**Tableau 16 : Bilan matière de l'absorbeur en utilisant la DEA comme solvant**

Flux entrant dans l'absorbeur	Débits (Kg/h)
III) Gaz naturel non épuré	171000,01
IV) Solution DEA pauvre A <sub>p</sub>	45 813,09
<b>Total</b>	216813,1
Flux sortant de l'absorbeur	Débits (Kg/h)
III) Gaz naturel épuré	170207,9604
IV) Solution DEA riche A <sub>R</sub>	46605,14

<b>Total</b>	216813.1
--------------	----------

### **VI .3.Bilan matière en utilisant la MDEA comme solvant:**

#### **VI.3 .1. Composition de la charge gazeuse:**

On a la même charge gazeuse utilisé pour le cas de la MEA (**Tableau 9 et Tableau 10**)

#### **VI .3.2.Absorption des gaz acides par la solution de MDEA:**

L'absorption des composés acides par la solution de MDEA est donnée par les réactions chimiques suivantes :

- 1)  $2R_1R_2R_3N+CO_2+H_2O \rightleftharpoons (R_1R_2R_3NH)_2CO_3$
- 2)  $(R_1R_2R_3NH)_2CO_3+ CO_2+ H_2O \rightleftharpoons 2R_1R_2R_3NH-HCO_3$

#### **VI.3 .2.1.Détermination du taux d'absorption de CO<sub>2</sub> par une mole de MDEA:**

Il existe différents courbes d'équilibre entre les solutions de MDEA et le CO<sub>2</sub> nous permettant de déterminer le nombre de moles de CO<sub>2</sub> absorbées par une mole de MDEA à l'état d'équilibre, en fonction des pressions partielles de CO<sub>2</sub> dans le gaz riche, de la température de service et de la concentration de MEA.

Nous optons pour cela à l'utilisation des courbes d'équilibres données par « **Pierre Whuitier** » qui recommande de tenir compte de la MEA régénérée qui contient 0.11 moles de CO<sub>2</sub> par mole de MEA et qu'il faut introduire un facteur de correction afin de s'éloigner des conditions d'équilibre en toute sécurité (1.7 pour le CO<sub>2</sub>) .

#### **\*Pression partielle de CO<sub>2</sub> dans le gaz riche :**

$$P_{CO_2} = P \cdot y'_{CO_2}$$

$y'_{CO_2}$  : concentration molaire de CO<sub>2</sub> dans le gaz non épuré ( $y'_{CO_2} = 0.0021$ )

$P$  : pression dans la colonne d'absorption ( $P = 39.2 \text{ bar}$ )

$$P_{CO_2} = 0.0823 \text{ bar} = 62.56 \text{ mmHg} = 8230 \text{ Pa}$$

D'après les courbes d'équilibres qui nous donnent les taux de charge du CO<sub>2</sub> en fonction de la température pour un pourcentage massique de 25% (**annexe3**), le taux d'absorption est :

$$t_{CO_2} = 0.35 \text{ mole de CO}_2 / \text{mole de MDEA}$$

\*taux d'absorption réel « T » :

$$T_{CO_2} = t_{CO_2} - 0.11$$

$$T_{CO_2} = 0.35 - 0.11$$

$$T_{CO_2} = 0.24 \text{ mole de CO}_2 / \text{mole de MDEA}$$

### VI .3.2.2.nombre de Kilomoles de MDEA nécessaire pour l'absorption du CO<sub>2</sub> :

Le nombre de kilomoles de MDEA nécessaire pour l'absorption du CO<sub>2</sub> est donné par l'équation suivante :

$$N_{\text{MDEA}}^{\text{CO}_2} = \frac{N_{\text{CO}_2} * 1.7}{T_{\text{CO}_2}}$$

N<sub>CO<sub>2</sub></sub> : nombre de kilomoles de CO<sub>2</sub> extraite du gaz naturel qui est donnée par l'équation suivante :

$$N_{\text{CO}_2} = G'_R (Y'_{1\text{CO}_2} - Y'_{2\text{CO}_2})$$

$$G'_R = G_{\text{GR}} - G_{\text{CO}_2}$$

G'<sub>R</sub> : nombre de kilomoles de gaz riche sans le CO<sub>2</sub> par heure

G<sub>GR</sub> : nombre de kilomoles de gaz riche par heure

G<sub>CO<sub>2</sub></sub> : nombre de kilomoles de CO<sub>2</sub> dans le gaz riche

Y'<sub>1CO<sub>2</sub></sub> : pourcentage molaire relatif de CO<sub>2</sub> dans le gaz riche

Y'<sub>2CO<sub>2</sub></sub> : pourcentage molaire relatif de CO<sub>2</sub> dans le gaz pauvre

y'<sub>1CO<sub>2</sub></sub> : pourcentage molaire de CO<sub>2</sub> dans le gaz riche

y'<sub>2CO<sub>2</sub></sub> : pourcentage molaire de CO<sub>2</sub> dans le gaz pauvre

$$G'_R = \frac{171000.01}{19.053} - \frac{829.35}{44}$$

$$G'_R = 8956,12 \text{ Kmole/h}$$

$$Y'_{1\text{CO}_2} = \frac{y'_{1\text{CO}_2}}{1 - y'_{1\text{CO}_2}} \quad y'_{1\text{CO}_2} : 0.0021$$

$$Y'_{1\text{CO}_2} = \frac{0.0021}{1 - 0.0021} = 0.002104$$

$$Y'_{2\text{CO}_2} = \frac{y'_{2\text{CO}_2}}{1 - y'_{2\text{CO}_2}} \quad y'_{2\text{CO}_2} : 0.0001$$

$$Y'_{2\text{CO}_2} = \frac{0.0001}{1 - 0.0001} = 0.0001$$

$$N_{\text{CO}_2} = 8956.12 (0.002104 - 0.0001)$$

$$N_{\text{CO}_2} = 17.95 \text{ Kmole/h}$$

$$\text{Donc } N_{\text{MEA}}^{\text{CO}_2} = \frac{17.95 * 1.7}{0.24} = 127.14 \text{ Kmole/h}$$

**VI .3.2.2.1.masse molaire nécessaire pour l'absorption du CO<sub>2</sub>:**

$$m_{MEA}^{CO_2} = N_{MEA}^{CO_2} \times M_{MEA}$$

$M_{MEA}$  : masse molaire de MDEA

$$m_{MEA}^{CO_2} = 127.14 \times 119.17$$

$$m_{MDEA}^{CO_2} = 15151.27 \text{ Kg/h}$$

**VI.3.2.2.2.nombre de kilomoles de CO<sub>2</sub> dans la solution régénérée:**

$$N'_{CO_2} = N_{MEA}^{CO_2} \times 0.11$$

$$N'_{CO_2} = 127.14 \times 0.11 = 13.98 \text{ Kmole/h}$$

**VI .3.2.2.3.masse correspondante de CO<sub>2</sub>:**

$$m_{CO_2} = N'_{CO_2} \times M_{CO_2}$$

$M_{CO_2}$  : masse molaire de CO<sub>2</sub>

$$m_{CO_2} = 13.98 \times 44$$

$$m_{CO_2} = 615.12 \text{ Kg/h}$$

**VI.3 .2.2.4.débit massique de la solution de MDEA pauvre nécessaire pour l'absorption du CO<sub>2</sub>:**

$$A_p = m_{MEA}^{CO_2} \times \frac{100}{25}$$

$$A_p = 60605.08 \text{ Kg/h}$$

**VI.3 .3.calcul de la quantité et la composition de la solution de MDEA pauvre:**

**Tableau 17** : la quantité et la composition de la solution de MDEA pauvre

Constituants	$M_i$	$g_i$ (Kg/h)	$X_i$	$N_i = \frac{g_i}{M_i}$	$X'_i = n_i / \sum n_i$	$M_i \cdot X'_i$
H <sub>2</sub> O	18	45447.75	0.7499	2524.875	0.95	17.1
MDEA	119.17	15151.27	0.250	127.14	0.048	5.720
CO <sub>2</sub>	44	6.06	0.0001	0.14	0.00005	0.0022
Somme	/	60605.08	1.000	2652.15	1	22.8222

La masse moléculaire moyenne de la solution de MEA pauvre est :

$$M_m = \sum M_i \cdot X'_i = 22.8222 \text{ Kg/Kmole}$$

$$A_p = \sum g_i = 60605.08 \text{ Kg/h}$$

**VI.3 .4.détermination des quantités de méthane, éthane et d'azote diluées dans la solution:**

Dans le procédé de décarbonatation, les hydrocarbures légers notamment le méthane et l'éthane ont une solubilité non négligeable dans l'eau de la solution aqueuse de MDEA.

L'azote s'y dissout également mais en proportion plus faible. La quantité de méthane, d'éthane et d'azote dissoute peut être trouvée d'après la formule suivante :

$$V_i^d = \alpha_i \times V_{H_2O} \times \frac{273}{t+273}$$

$V_i^d$  : Volume de « i » constituant dissout dans l'eau de la solution de MDEA

$\alpha_i$  : coefficient de solubilité dans l'eau du constituant désiré.

$V_{H_2O}$  : volume de l'eau dans la solution de MDEA

t: température de la solution de MDEA à l'entrée de la colonne d'absorption (t=50°C)

$$V_{H_2O} = \frac{g_{H_2O}}{\rho_{H_2O}}$$

$g_{H_2O}$  :débit massique de l'eau dans la solution de MDEA pauvre ( $g_{H_2O} = 45447.75 \text{ Kg/h}$ )

$\rho_{H_2O}$ : masse volumique de l'eau à une température de 50°C ( $\rho_{H_2O} : 988.04 \text{ Kg/m}^3$ )

$$V_{H_2O} = \frac{45447.75}{988.04} = 45.99 \text{ m}^3/\text{h}$$

#### **VI.3 .4.1.détermination du volume de méthane dissout dans l'eau de la solution de MDEA :**

$$V_{CH_4}^d = \alpha_{CH_4} \times V_{H_2O} \times \frac{273}{t+273} \quad \alpha_{CH_4} = 0.02369 \text{ m}^3/\text{m}^3 \text{ d'eau}$$

$$V_{CH_4}^d = 0.02369 \times 45.99 \times \frac{273}{50+273}$$

$$V_{CH_4}^d = 0.92 \text{ m}^3/\text{h}$$

#### **VI.3 .4.2.Détermination du volume de l'éthane dissout dans l'eau de la solution de MDEA:**

$$V_{C_2H_6}^d = \alpha_{C_2H_6} \times V_{H_2O} \times \frac{273}{t+273} \quad \alpha_{C_2H_6} = 0.02915 \text{ m}^3/\text{m}^3 \text{ d'eau}$$

$$V_{C_2H_6}^d = 0.02915 \times 45.99 \times \frac{273}{50+273}$$

$$V_{C_2H_6}^d = 1.13 \text{ m}^3/\text{h}$$

### VI.3 .4.3.Détermination du volume de l'azote dissout dans l'eau de la solution de MDEA:

$$V_{N_2}^d = \alpha_{N_2} \times V_{H_2O} \times \frac{273}{t+273} \quad \alpha_{N_2} = 0.0125 \text{ m}^3/\text{m}^3 \text{ d'eau}$$

$$V_{N_2}^d = 0.0125 \times 45.99 \times \frac{273}{50+273}$$

$$V_{N_2}^d = 0.48 \text{ m}^3/\text{h}$$

### VI.3.5.les débits volumiques du méthane, de l'éthane, de l'azote et du gaz carbonique dans le gaz épuré:

$$V_{CH_4}^E = V_{CH_4}^C - V_{CH_4}^d$$

$V_{CH_4}^C$  : volume de  $CH_4$  dans le gaz riche.

$$V_{CH_4}^E = 166865,15 - 0.92$$

$$V_{CH_4}^E = 166864.23 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$V_{C_2H_6}^E = V_{C_2H_6}^C - V_{C_2H_6}^d$$

$V_{C_2H_6}^C$  : volume de  $C_2H_6$  dans le gaz riche.

$$V_{C_2H_6}^E = 14265,9418 - 1.13$$

$$V_{C_2H_6}^E = 14264.81 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$V_{N_2}^E = V_{N_2}^C - V_{N_2}^d$$

$V_{N_2}^C$  : volume de  $N_2$  dans le gaz riche.

$$V_{N_2}^E = 11660,4216 - 0.48$$

$$V_{N_2}^E = 11659.94 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$V_{CO_2}^E = V_{CO_2}^C - V_{CO_2}^d$$

$V_{CO_2}^d$  : Volume du  $CO_2$  dissout dans la solution de MDEA (volume de  $CO_2$  extrait du gaz non épuré)

$V_{CO_2}^C$  : Volume du  $CO_2$  dans le gaz riche.

$$V_{CO_2}^d = N_{CO_2} \times 22.4$$

$$V_{CO_2}^d = 17.95 \times 22.4$$

$$V_{CO_2}^d = 402.08 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$V_{CO_2}^E = 422,2145 - 402.08$$

$$V_{CO_2}^E = 20.13 \text{ m}^3/\text{h}$$

En considérant que les quantités des autres constituants du gaz pauvre restent inchangées, la composition du gaz épuré à la sortie de l'absorbeur est donnée par le tableau suivant :

**Tableau 18 : la composition du gaz épuré à la sortie de l'absorbeur en utilisant la MDEA comme solvant**

Constituants	$M_i$	$V_i$ (m <sup>3</sup> /h)	$y'_i$	$M_i y'_i$	$G_i = \frac{V_i M_i}{22.4}$ (Kg/h)	$y_i = \frac{M_i y'_i}{M_m}$
He	4,00000	382,082	0,00190	0,0076	68,229	0,0004
N <sub>2</sub>	28,00000	11659.94	0,05811	1,6271	14574,925	0,08562
CO <sub>2</sub>	44,00000	20,130	0,00010	0,0044	39,541	0,00023
CH <sub>4</sub>	16,00000	166864.23	0,83166	13,3065	119188,736	0,70028
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30,00000	14264.81	0,07110	2,1330	19104,660	0,11225
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	44,00000	4523,441	0,02254	0,9920	<sup>8</sup> 885,330	0,05221
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58,00000	804,186	0,00401	0,2325	<sup>2</sup> 082,267	0,01223
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58,00000	1206,246	0,00601	0,3486	<sup>3</sup> 123,315	0,01834
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72,00000	241,265	0,00120	0,0864	775,495	0,00455
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72,00000	301,538	0,00150	0,108	969,229	0,00568
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	86,00000	361,884	0,00180	0,1548	<sup>1</sup> 389,376	0,00814
H <sub>2</sub> O	18,00000	7,874	0,000039	0,0007	6,327	0,000037
Somme		200637,626	1,00000	19,0016	170207,43	1.00000

La masse moléculaire moyenne du gaz épuré est :

$$M_m = \sum M_i y'_i = 19,0016 \text{ Kg/Kmole}$$

**VI.3 .6.débit massique du gaz absorbé par la solution de MDEA :**

$$G_k = \sum G_{ci} - \sum G_i$$

$\sum G_{ci}$  : débit massique du gaz non épuré ( $\sum G_{ci} = 171000,01 \text{ Kg/h}$ )

$\sum G_i$  : débit massique du gaz épuré ( $\sum G_i = 170207,43 \text{ Kg/h}$ )

$$G_k = 171000,01 - 170207,43$$

$$G_k = 792,58 \text{ Kg/h}$$

**VI.3 .7.débit massique de la solution de MDEA riche:**

$$A_R = A_p + G_k$$

$$A_R = 60605,08 + 792,58$$

$$A_R = 61397,66 \text{ Kg/h}$$

Après avoir déterminé les débits massiques de chaque flux, on peut présenter le bilan matière de l'absorbeur sous la forme du tableau suivant :

**Tableau 19 : Bilan matière de l'absorbeur en utilisant la MDEA comme solvant**

<b>Flux entrant dans l'absorbeur</b>	<b>Débits (Kg/h)</b>
V) Gaz naturel non épuré	171000,01
VI) Solution MDEA pauvre $A_p$	60605,08
Total	231605,09
<b>Flux sortant de l'absorbeur</b>	<b>Débits (Kg/h)</b>
V) Gaz naturel épuré	170207,43
VI) Solution MDEA riche $A_R$	61397,66
Total	231605,09

#### VI.4.Bilan thermique de l'absorbeur en utilisant la MEA comme solvant:

Le bilan thermique de l'absorbeur est élaboré dans le but de déterminer la température à laquelle la solution de MEA quittera l'appareil.

$$Q_{VC} + Q_{AP} + Q = Q_V + Q_{AR}$$

$Q_{VC}$  : quantité de chaleur apportée par le gaz non épuré

$Q_{AP}$  : quantité de chaleur apportée par la solution de MEA pauvre

$Q$  : quantité de chaleur dégagée pendant l'absorption

$Q_V$  : quantité de chaleur emportée par le gaz épuré

$Q_{AR}$  : quantité de chaleur emportée par la solution de MEA riche

##### VI.4.1.détermination de la quantité de chaleur apportée par le gaz non épuré :

$$Q_{VC} = G_{VC} \times H_g$$

$G_{VC}$  : débit massique du gaz non épuré.

$H_g$  : enthalpie du gaz à la température d'entrée dans l'appareil.

$$H_g = H_M^{(0)} - \Delta H_M$$

$H_M^{(0)}$  : Enthalpie du mélange du gaz idéal [KJ/h]

$\Delta H_M$  : correction d'enthalpie

##### VI.4.1.1.détermination de l'enthalpie du gaz idéal:

###### VI.4.1.1.1.Détermination de l'enthalpie de chaque constituant $H_i^{(0)}$ :

\*enthalpie du gaz riche à 38°C et 1 atm :

Les enthalpies de tous les composants du gaz d'alimentation ont été tirées des abaques d'enthalpie (Pierre Whuitier).

**Tableau 20** : enthalpie de chaque constituant du gaz non épuré :

composants	$y_i$	Enthalpie à 38°C et 1 atm $H_i^{(0)}$ (KJ/h)	$H_i^{(0)} \cdot y_i$
He	0,000399	1615,17	0,64
N <sub>2</sub>	0,085236	322,35	27,48
CO <sub>2</sub>	0,004850	210,98	1,02
CH <sub>4</sub>	0,697003	767,97	535,28
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,111730	740,72	82,76
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,051960	684,82	35,58

iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,012177	623,49	7,59
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,018265	657,72	12,01
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,004535	600,22	2,72
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,005668	628,09	3,56
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,008125	622,58	5,06
H <sub>2</sub> O	0,000038	547	0,02
Somme	1	1615,17	713,73

$$H_M^{(0)} = \sum H_i^{(0)} \cdot y_i = 713.73 \text{ KJ/Kg}$$

#### VI.4.1.1.2. Détermination de la correction d'enthalpie :

Pour pouvoir calculer l'enthalpie de ce gaz dans les conditions d'entrée, on doit déterminer  $\Delta H_M$  qui représente la variation d'enthalpie du gaz à la température constante  $t=38^\circ\text{C}$  quand la pression varie de 1 atm à 42 bars.

$\Delta H_M$  peut être déterminée en se basant sur la règle empirique suivante : « la variation d'enthalpie d'un mélange d'hydrocarbures avec la pression à température constante est la même que celle d'un hydrocarbure pur ayant la même masse moléculaire. Dans le cas échéant, elle peut être déterminée par interpolation entre deux composants du mélange ayant des poids moléculaires encadrant celui du mélange ».

Dans notre cas, la masse moléculaire du mélange gazeux ( $M_m=19,053 \text{ Kg/Kmole}$ ) est encadrée par celle du méthane ( $M_{\text{CH}_4}=16$ ) et de l'éthane ( $M_{\text{C}_2\text{H}_6}=30$ ).

**A partir des diagrammes enthalpiques des hydrocarbures individuels, on trouve la variation de l'enthalpie du méthane et celle de l'éthane dans les mêmes conditions :**

$$\Delta H_{\text{CH}_4} = -33.47 \text{ KJ/Kg} = -535.55 \text{ KJ/Kmole}$$

$$\Delta H_{\text{C}_2\text{H}_6} = -138.07 \text{ KJ/Kg} = -4142.16 \text{ kJ/Kmole}$$

$\Delta H_M$  est donnée par la relation suivante :

$$\Delta H_M = \Delta H_{\text{CH}_4} + \frac{M_m - M_{\text{CH}_4}}{M_{\text{C}_2\text{H}_6} - M_{\text{CH}_4}} (\Delta H_{\text{C}_2\text{H}_6} - \Delta H_{\text{CH}_4})$$

$$\Delta H_M = -535.55 + \frac{19.053 - 16}{30 - 16} (-4142.16 + 535.55)$$

$$\Delta H_M = -1322.05 \text{ KJ/Kmole} = -69.39 \text{ KJ/Kg}$$

On trouve alors l'enthalpie du gaz riche dans les conditions d'entrée dans l'absorbeur :

$$H_g = H_M^{(0)} + \Delta H_M$$

$$H_g = 713.73 - 69.38$$

$$H_g = 644.35 \text{ KJ/Kg}$$

Finalement on peut calculer la quantité de chaleur apportée par le gaz riche d'alimentation :

$$Q_{\text{VC}} = 171000.01 \times 644.35$$

$$Q_{\text{VC}} = 110183856.4 \text{ KJ/h}$$

$$Q_{\text{VC}} = 30606.63 \text{ KW}$$

#### VI.4.2. Détermination de la quantité de chaleur emportée par le gaz épuré :

$$Q_V = G_V \times H'_g$$

$H'_g$  : enthalpie du gaz à la température de sortie de l'appareil

$G_V$  : débit massique du gaz épuré,  $G_V = 170208,6968$  Kg/h.

$$H'_g = H'_M + \Delta H'_M$$

$H'_M$  : Enthalpie du mélange du gaz [KJ/Kg]

$\Delta H'_M$  : correction d'enthalpie

#### VI.4.2. 1. Détermination de l'enthalpie du mélange du gaz :

##### VI.4.2.1.1 Détermination de l'enthalpie de chaque constituant $H'_i$ :

➤ enthalpie du gaz épuré à 38°C et 1 atm :

**Tableau 21** : enthalpie de chaque constituant du gaz épuré en utilisant la MEA comme solvant:

composants	yi	Enthalpie à 38°C et 1 atm $H'_i$ (KJ/h)	$H'_i \cdot y_i$
He	0,00040	1615,17	0,65
N <sub>2</sub>	0,08553	322,35	27,57
CO <sub>2</sub>	0,00023	210,98	0,048
CH <sub>4</sub>	0,69953	767,97	537,22
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,11213	740,72	83,06
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,05214	684,82	35,72
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,01341	623,49	8,36
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,01829	657,72	12,03
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00454	600,22	2,72
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00568	628,09	3,57
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,00814	622,58	5,07
H <sub>2</sub> O	0,000037	547	0,02
Somme	1,00000	/	716,038

$$H'_M = \sum H'_i \cdot y_i$$

$$H'_M = 716,038 \text{ KJ/Kg}$$

$$\Delta H'_M = \Delta H_{CH_4} + \frac{Mm - MCH_4}{MC_{2H_6} - MCH_4} (\Delta H_{C_2H_6} - \Delta H_{CH_4})$$

$$\Delta H'_M = -535,55 + \frac{18,9985 - 16}{30 - 16} (-4142,16 + 535,55)$$

$$\Delta H'_M = -1308 \text{ KJ/Kmole} = -68,84 \text{ KJ/Kg}$$

Dans les conditions de sortie de l'absorbeur, elle sera donc :

$$H'_g = 715,958 - 68,84$$

$$H'_g = 647,118 \text{ KJ/Kg}$$

La quantité de chaleur emportée par le gaz épuré peut être enfin déterminée :

$$Q_V = 170208,6968 \times 647.118$$

$$Q_V = 110145111.5 \text{ KJ/h}$$

$$Q_V = 30595.86 \text{ KW}$$

#### **VI.4.3. Quantité de chaleur apportée par la solution de MEA pauvre:**

$$Q_{AP} = A_p \times H_L$$

$H_L$  : enthalpie de la solution de MEA entrante à la température ( $t_a=50^\circ\text{C}$ )

Vu que la teneur en  $\text{CO}_2$  dans la solution de MEA pauvre est très faible dans ce cas on peut prendre l'enthalpie égale à l'enthalpie de la solution de 15% de MEA.

$$H_L = C \times t_a$$

$C$  : chaleur spécifique de la solution de MEA qui est déterminée graphiquement (annexe)

$$C = 3.69 \text{ KJ/Kg}^\circ\text{C}$$

$$H_L = 3.69 \times 50$$

$$H_L = 184.5 \text{ KJ/Kg}$$

$$Q_{AP} = 28904.37 \times 184.5$$

$$Q_{AP} = 5332856.265 \text{ KJ/h}$$

$$Q_{AP} = 1481.35 \text{ KW}$$

#### **VI.4.4. Effet thermique de l'absorbeur Q :**

$$Q = G_{\text{CO}_2} \times \lambda_{\text{CO}_2}$$

$G_{\text{CO}_2}$  : quantité de  $\text{CO}_2$  dissoute en Kg/h,  $G_{\text{CO}_2} = 789.81 \text{ Kg/h}$ .

$\lambda_{\text{CO}_2}$  : effet thermique de la dissolution du  $\text{CO}_2$ ,  $\lambda_{\text{CO}_2} = 459 \text{ Kcal/Kg} = 1923.21 \text{ KJ/Kg}$

$$Q = 789.81 \times 1923.21$$

$$Q = 1518970.49 \text{ KJ/h}$$

$$Q = 421.94 \text{ KW}$$

#### **VI.4.5. La quantité de chaleur emportée par la solution de MEA riche :**

$$Q_{AR} = Q_{VC} + Q_{AP} - Q_V$$

$$Q_{AR} = 110183856.4 + 5332856.265 + 1518970.49 - 110145111.5$$

$$Q_{AR} = 6890571.65 \text{ KJ/h}$$

$$Q_{AR} = 1914.05 \text{ KW}$$

#### **VI.4.5.1. Détermination de l'enthalpie de la solution de MEA sortante à la température $t_s$ :**

$$H_{ts} = \frac{Q_{AR}}{G_{AR}}$$

$$H_{ts} = \frac{6890571.65}{29695.6832}$$

$$H_{ts} = 232.04 \text{ KJ/Kg}$$

La température de l'absorbant saturé est déterminée d'après l'équation suivante :

$$H_{ts} = C \times t_s$$

$$t_s = \frac{H_{ts}}{C}$$

Supposons que la température de sortie est de 6°C plus grande que la température d'entrée,  $t_s=50+6=56^\circ\text{C}$ , C est déterminée graphiquement (**annexe4**).  
 $t_s=58^\circ\text{C}$

**Tableau 22 : Bilan thermique de l'absorbeur en utilisant la MEA comme solvant :**

	Flux	Quantité de chaleur (KJ/h)	Température (°c)	Quantité de chaleur (KW)
<b>Entrée</b>	$Q_{VC}$	110183856.4	38	30606.63
	$Q_{AP}$	5332856.265	50	1481.35
	$Q$	1518970.49	/	421.94
<b>Total</b>	/	<b>117035683.2</b>	/	<b>32509.92</b>
<b>Sortie</b>	$Q_V$	110145111.5	38	30595.86
	$Q_{AR}$	6890571.65	58	1914.05
<b>Total</b>	/	<b>117035683.2</b>	/	<b>32509.92</b>

**VI.5.Bilan thermique de l'absorbeur en utilisant la DEA comme solvant:**

Le bilan thermique de l'absorbeur est élaboré dans le but de déterminer la température à laquelle la solution de DEA quittera l'appareil.

$$Q_{VC}+Q_{AP}+Q=Q_V+Q_{AR}$$

$Q_{VC}$  : quantité de chaleur apportée par le gaz non épuré

$Q_{AP}$  : quantité de chaleur apportée par la solution de DEA pauvre

$Q$  : quantité de chaleur dégagée pendant l'absorption

$Q_V$  : quantité de chaleur emportée par le gaz épuré

$Q_{AR}$  : quantité de chaleur emportée par la solution de DEA riche

**VI.5.1.détermination de la quantité de chaleur apportée par le gaz non épuré:**

**VI.5.1.1.détermination de l'enthalpie du gaz idéal :**

**VI.5.1.1.1.Détermination de l'enthalpie de chaque constituant  $H_i^{(0)}$  :**

On utilise les mêmes données et la même méthode de calcul comme le cas de la MEA

(Tableau 20).

$$H_M^{(0)} = \sum H_i^{(0)} \cdot y_i = 713.73 \text{ KJ/Kg}$$

### VI.5.1.1.2. Détermination de la correction d'enthalpie:

$$\Delta H_{CH_4} = -33.47 \text{ KJ/Kg} = -535.55 \text{ KJ/Kmole}$$

$$\Delta H_{C_2H_6} = -138.07 \text{ KJ/Kg} = -4142.16 \text{ kJ/Kmole}$$

$\Delta H_M$  est donnée par la relation suivante :

$$\Delta H_M = \Delta H_{CH_4} + \frac{Mm - MCH_4}{MC_{2H_6} - MCH_4} (\Delta H_{C_2H_6} - \Delta H_{CH_4})$$

$$\Delta H_M = -535.55 + \frac{19.053 - 16}{30 - 16} (-4142.16 + 535.55)$$

$$\Delta H_M = -1322.05 \text{ KJ/Kmole} = -69.39 \text{ KJ/Kg}$$

On trouve alors l'enthalpie du gaz riche dans les conditions d'entrée dans l'absorbeur :

$$H_g = H_M^{(0)} + \Delta H_M$$

$$H_g = 713.73 - 69.38$$

$$H_g = 644.35 \text{ KJ/Kg}$$

Finalement on peut calculer la quantité de chaleur apportée par le gaz riche d'alimentation :

$$Q_{VC} = 171000.01 \times 644.35$$

$$Q_{VC} = 110183856.4 \text{ KJ/h}$$

$$Q_{VC} = 30606.63 \text{ KW}$$

### VI.5.2. Détermination de la quantité de chaleur emportée par le gaz épuré:

$$Q_V = G_V \times H'_g$$

$H'_g$  : enthalpie du gaz à la température de sortie de l'appareil

$G_V$  : débit massique du gaz épuré,  $G_V = 170207,9604 \text{ Kg/h}$ .

$$H'_g = H_M^{(0)} + \Delta H'_M$$

$H_M^{(0)}$  : Enthalpie du mélange du gaz [KJ/Kg]

$\Delta H'_M$  : correction d'enthalpie

#### VI.5.2. 1. Détermination de l'enthalpie du mélange du gaz :

##### VI.5.2.1.1 Détermination de l'enthalpie de chaque constituant $H_i^{(0)}$ :

\*enthalpie du gaz pauvre à 38°C et 1 atm :

**Tableau 23** : l'enthalpie de chaque constituant du gaz épuré en utilisant la DEA comme solvant :

composants	yi	Enthalpie à 38°C et 1 atm $H_i^{(0)}$ (KJ/h)	$H_i^{(0)} \cdot y_i$
He	0,00040	1615,17	0,65
N <sub>2</sub>	0,08553	322,35	27,57
CO <sub>2</sub>	0,00023	210,98	0,048
CH <sub>4</sub>	0,69953	767,97	537,22
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,11213	740,72	83,06
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,05214	684,82	35,71
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,01341	623,49	8,36
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,01829	657,72	12,03
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00454	600,22	2,72
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00568	628,09	3,57
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,00814	622,58	5,07
H <sub>2</sub> O	0,000037	547	0,02
Somme	1,00000	/	716,03

$$H_M^{(0)} = \sum H_i^{(0)} \cdot y_i$$

$$H_M^{(0)} = 716.03 \text{ KJ/Kg}$$

$$\Delta H_M = \Delta H_{CH_4} + \frac{Mm - MCH_4}{MC_{2H_6} - MCH_4} (\Delta H_{C_2H_6} - \Delta H_{CH_4})$$

$$\Delta H_M = -535.55 + \frac{19,02232 - 16}{30 - 16} (-4142.16 + 535.55)$$

$$\Delta H_M = -1314.14 \text{ KJ/Kmole} = -69.08 \text{ KJ/Kg}$$

Dans les conditions de sortie de l'absorbeur, elle sera donc :

$$H_g = 716.03 - 69.08$$

$$H_g = 646.95 \text{ KJ/Kg}$$

La quantité de chaleur emportée par le gaz épuré peut être enfin déterminée :

$$Q_v = 170207,9604 \times 646.95$$

$$Q_v = 110116040 \text{ KJ/h}$$

$$Q_v = 30587.79 \text{ KW}$$

### VI.5.3. Quantité de chaleur apportée par la solution de DEA pauvre:

$$Q_{AP} = A_p \times H_L$$

$H_L$  : enthalpie de la solution de DEA entrante à la température ( $t_a = 50^\circ\text{C}$ )

Vu que la teneur en CO<sub>2</sub> dans la solution de DEA pauvre est très faible dans ce cas on peut prendre l'enthalpie égale à l'enthalpie de la solution de 20% de DEA.

$$H_L = C \times t_a$$

C : chaleur spécifique de la solution de DEA qui est déterminée graphiquement (**annexe5**)

$$C=3.69 \text{ KJ/Kg}^\circ\text{C}$$

$$H_L=3.92 \times 50$$

$$H_L=196 \text{ KJ/Kg}$$

$$Q_{AP}=45813.09 \times 196$$

$$Q_{AP}=8979365.64 \text{ KJ/h}$$

$$Q_{AP}=2494.268 \text{ KW}$$

#### VI.5.4.Effet thermique de l'absorbeur Q :

$$Q= G_{CO_2} \times \lambda_{CO_2}$$

$$Q=1518970.49 \text{ KJ/h}$$

$$Q=421.936 \text{ KW}$$

#### VI.5.5. La quantité de chaleur emportée par la solution de DEA riche :

$$Q_{AR}= Q_{VC}+ Q_{AP}+Q- Q_V$$

$$Q_{AR}=110183856.4+8979365.64+1518970.49-110116040$$

$$Q_{AR}=10566152.53 \text{ KJ/h}$$

$$Q_{AR}=2935.04 \text{ KW}$$

#### VI.5.5.1.Détermination de l'enthalpie de la solution de DEA sortante à la température $t_s$ :

$$H_{ts}=\frac{Q_{AR}}{G_{AR}}$$

$$H_{ts}=\frac{10566152.53}{46605.14}$$

$$H_{ts}=266.72 \text{ KJ/Kg}$$

La température de l'absorbant saturé est déterminée d'après l'équation suivante :

$$H_{ts}=C \times t_s$$

$$t_s=\frac{H_{ts}}{C}$$

Supposons que la température de sortie est de 6°C plus grande que la température d'entrée,  $t_s=50+6=56^\circ\text{C}$ , C est déterminée graphiquement (**annexe4**).

$$t_s=58.52^\circ\text{C}$$

**Tableau 24 : Bilan thermique de l'absorbeur en utilisant la DEA comme solvant :**

	Flux	Quantité de chaleur (KJ/h)	Température (°c)	Quantité de chaleur (KW)
<b>Entrée</b>	Q <sub>VC</sub>	110183856.4	38	30606.63
	Q <sub>AP</sub>	8979365.64	50	2494.268
	Q	1518970.49	/	421.936
<b>Total</b>	/	<b>120682192.5</b>	/	<b>33522.83</b>
<b>Sortie</b>	Q <sub>V</sub>	110116040	38	30587.79
	Q <sub>AR</sub>	10566152.53	58.52	2935.04
<b>Total</b>	/	<b>120682192.5</b>	/	<b>33522.83</b>

## VI.6.Bilan thermique de l'absorbeur en utilisant la MDEA comme solvant:

Le bilan thermique de l'absorbeur est élaboré dans le but de déterminer la température à laquelle la solution de MDEA quittera l'appareil.

$$Q_{VC} + Q_{AP} + Q = Q_V + Q_{AR}$$

Q<sub>VC</sub> : quantité de chaleur apportée par le gaz non épuré

Q<sub>AP</sub> : quantité de chaleur apportée par la solution de MDEA pauvre

Q : quantité de chaleur dégagée pendant l'absorption

Q<sub>V</sub> : quantité de chaleur emportée par le gaz épuré

Q<sub>AR</sub> : quantité de chaleur emportée par la solution de MDEA riche

### VI.6.1.détermination de la quantité de chaleur apportée par le gaz non épuré :

#### VI.6.1.1.détermination de l'enthalpie du gaz idéal:

##### VI.6.1.1.1.Détermination de l'enthalpie de chaque constituant $H_i^{(0)}$ :

On utilise les mêmes données et la même méthode de calcul comme le cas de la MEA

(Tableau 20).

$$H_M^{(0)} = \sum H_i^{(0)} \cdot y_i = 713.73 \text{ KJ/Kg}$$

### VI.6.1.1.2. Détermination de la correction d'enthalpie:

$$\Delta H_{CH_4} = -33.47 \text{ KJ/Kg} = -535.55 \text{ KJ/Kmole}$$

$$\Delta H_{C_2H_6} = -138.07 \text{ KJ/Kg} = -4142.16 \text{ kJ/Kmole}$$

$\Delta H_M$  est donnée par la relation suivante :

$$\Delta H_M = \Delta H_{CH_4} + \frac{Mm - MCH_4}{MC_{2H_6} - MCH_4} (\Delta H_{C_2H_6} - \Delta H_{CH_4})$$

$$\Delta H_M = -535.55 + \frac{19.053 - 16}{30 - 16} (-4142.16 + 535.55)$$

$$\Delta H_M = -1322.05 \text{ KJ/Kmole} = -69.39 \text{ KJ/Kg}$$

On trouve alors l'enthalpie du gaz riche dans les conditions d'entrée dans l'absorbeur :

$$H_g = H_M^{(0)} + \Delta H_M$$

$$H_g = 713.73 - 69.38$$

$$H_g = 644.35 \text{ KJ/Kg}$$

Finalement on peut calculer la quantité de chaleur apportée par le gaz riche d'alimentation :

$$Q_{VC} = 171000.01 \times 644.35$$

$$Q_{VC} = 110183856.4 \text{ KJ/h}$$

$$Q_{VC} = 30606.63 \text{ KW}$$

### VI.6.2. Détermination de la quantité de chaleur emportée par le gaz épuré:

$$Q_V = G_V \times H'_g$$

$H'_g$  : enthalpie du gaz à la température de sortie de l'appareil

$G_V$  : débit massique du gaz épuré,  $G_V = 170207,43 \text{ Kg/h}$ .

$$H'_g = H_M^{(0)} + \Delta H'_M$$

$H_M^{(0)}$  : Enthalpie du mélange du gaz [KJ/Kg]

$\Delta H'_M$  : correction d'enthalpie

### VI.6.2. 1. Détermination de l'enthalpie du mélange du gaz :

#### VI.6.2.1.1. Détermination de l'enthalpie de chaque constituant $H_i^{(0)}$ :

\*enthalpie du gaz pauvre à 38°C et 1 atm :

**Tableau 25** : l'enthalpie de chaque constituant du gaz épuré en utilisant la MDEA comme solvant :

composants	yi	Enthalpie à 38°C et 1 atm $H_i^{(0)}$ (KJ/h)	$H_i^{(0)} \cdot y_i$
------------	----	--	-----------------------

He	0,0004	1615,17	0,65
N <sub>2</sub>	0,08562	322,35	27,60
CO <sub>2</sub>	0,00023	210,98	0,048
CH <sub>4</sub>	0,70028	767,97	537,79
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,11225	740,72	83,14
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,05221	684,82	35,75
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,01223	623,49	7,62
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,01834	657,72	12,06
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00455	600,22	2,73
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00568	628,09	3,57
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,00814	622,58	5,07
H <sub>2</sub> O	0,000037	547	0,02
Somme	1.00000	/	716,05

$$H_M^{(0)} = \sum H_i^{(0)} \cdot y_i$$

$$H_M^{(0)} = 716.05 \text{ KJ/Kg}$$

$$\Delta H_M = \Delta H_{CH_4} + \frac{Mm - MCH_4}{MC_{2H_6} - MCH_4} (\Delta H_{C_2H_6} - \Delta H_{CH_4})$$

$$\Delta H_M = -535.55 + \frac{19,0016 - 16}{30 - 16} (-4142.16 + 535.55)$$

$$\Delta H_M = -1308.81 \text{ KJ/Kmole} = -68.88 \text{ KJ/Kg}$$

Dans les conditions de sortie de l'absorbeur, elle sera donc :

$$H'_g = 716.05 - 68.88$$

$$H'_g = 647.17 \text{ KJ/Kg}$$

La quantité de chaleur emportée par le gaz épuré peut être enfin déterminée :

$$Q_V = 170207,43 \times 647.17$$

$$Q_V = 110153142.5 \text{ KJ/h}$$

$$Q_V = 30598.09 \text{ KW}$$

### VI.6.3. Quantité de chaleur apportée par la solution de MDEA pauvre:

$$Q_{AP} = A_p \times H_L$$

$H_L$  : enthalpie de la solution de MDEA entrante à la température ( $t_a = 50^\circ\text{C}$ )

Vu que la teneur en CO<sub>2</sub> dans la solution de MDEA pauvre est très faible dans ce cas on peut prendre l'enthalpie égale à l'enthalpie de la solution de 25% de MDEA à T=50°C.

$$H_L = C \times t_a$$

C : chaleur spécifique de la solution de MDEA

$$C = 138.605 \text{ KJ/KmolK} = 1.16 \text{ KJ/KgK}$$

$$H_L = 1.16 \times 50$$

$$H_L = 58 \text{ KJ/Kg}$$

$$Q_{AP} = 60605.08 \times 58$$

$$Q_{AP} = 3515094.64 \text{ KJ/h}$$

$$Q_{AP} = 976.41$$

#### VI.6.4.Effet thermique de l'absorbeur Q :

$$Q = G_{CO_2} \times \lambda_{CO_2}$$
$$Q = 1518970.49 \text{ KJ/h}$$
$$Q = 421.94 \text{ KW}$$

#### VI.6.5.La quantité de chaleur emportée par la solution de MDEA riche :

$$Q_{AR} = Q_{VC} + Q_{AP} + Q - Q_V$$
$$Q_{AR} = 110183856.4 + 3515094.64 + 1518970.49 - 110153142.5$$
$$Q_{AR} = 5064779.03 \text{ KJ/h}$$
$$Q_{AR} = 1406.88 \text{ KW}$$

#### VI.6.5.1.Détermination de l'enthalpie de la solution de MDEA sortante à la température $t_s$ :

$$H_{ts} = \frac{Q_{AR}}{G_{AR}}$$
$$H_{ts} = \frac{5064779.03}{61397.66}$$
$$H_{ts} = 82.49 \text{ KJ/Kg}$$

La température de l'absorbant saturé est déterminée d'après l'équation suivante :

$$H_{ts} = C \times t_s$$
$$t_s = \frac{H_{ts}}{C}$$

Supposons que la température de sortie est de 6°C plus grande que la température d'entrée,  $t_s = 50 + 6 = 56^\circ\text{C}$ ,  $c = 140.08 \text{ KJ/Kmol K}$ .

$$t_s = \frac{82.49}{1.17}$$

$$t_s = 70.5^\circ\text{C}$$

Tableau 26 : Bilan thermique de l'absorbeur en utilisant la MDEA comme solvant

	Flux	Quantité de chaleur (KJ/h)	Quantité de chaleur (KW)	Température (°C)
Entrée	$Q_{VC}$	110183856.4	30606.63	38

	Q <sub>AP</sub>	3515094.64	976.41	50
	Q	1518970.49	421.94	/
<b>Total</b>	/	<b>115217921.5</b>	<b>32004.98</b>	/
<b>Sortie</b>	Q <sub>V</sub>	110153142.5	30598.09	38
	Q <sub>AR</sub>	5064779.03	1406.88	70.5
<b>Total</b>	/	<b>115217921.5</b>	<b>32004.98</b>	/

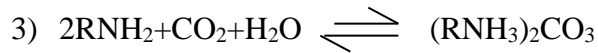
## ***V.CALCUL CINÉTIQUE***

### **V.1.Composition chimique de la MEA saturé :**

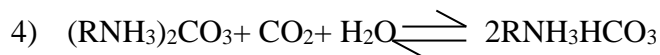
Pour le calcul de régénération de la solution de MEA dans l'absorbant, il est nécessaire de savoir la composition chimique de l'absorbant saturé, il est nécessaire de connaître la

quantité des constituants acides qui ont réagi avec la MEA suivant les réactions (1) et (2), les constantes d'équilibre chimique des deux réactions sont les suivantes :

La 1<sup>ère</sup> réaction :



$$K_1 = \frac{[\text{RNH}_2]^2 \times [\text{CO}_2] \times [\text{H}_2\text{O}]}{[(\text{RNH}_3)_2\text{CO}_3]}$$



$$K_2 = \frac{[(\text{RNH}_3)_2\text{CO}_3] \times [\text{CO}_2] \times [\text{H}_2\text{O}]}{[\text{RNH}_3\text{HCO}_3]^2}$$

En tenant compte de la pression dans l'appareil et le déroulement des réactions dans la solution, les constantes d'équilibre peuvent s'écrire de la manière suivante :

$$K_1 = \frac{[\text{RNH}_2]^2 \times [\text{CO}_2] \times [\text{H}_2\text{O}]}{[(\text{RNH}_3)_2\text{CO}_3]} \left( \frac{10.2\pi}{\sum n_{i,1}} \right)^{\Delta n}$$

$$K_2 = \frac{[(\text{RNH}_3)_2\text{CO}_3] \times [\text{CO}_2] \times [\text{H}_2\text{O}]}{[\text{RNH}_3\text{HCO}_3]^2} \left( \frac{10.2\pi}{\sum n_{i,2}} \right)^{\Delta n}$$

$\Pi$  : pression dans la l'appareil (MPa).

$\sum n_i$  : nombre de kilomoles réagissant dans le mélange.

$\Delta n$  : différence de nombres de Kmoles du produit initial et du produit réagissant dans les deux réactions.

La constante d'équilibre chimique peut être calculée à partir de la variation de l'énergie de Gibbs standard :

$$\log K_i = \frac{\Delta G_j^\circ}{2.3RT} \quad (1)$$

$\Delta G_j^\circ$  : Changement du potentiel isobare standard de « j » réaction (j=1,2)

R : constante des gaz parfait (R=8.315 KJ/Kmole K)

T : température de la réaction (K)

### V.1.1. Calcul des constantes d'équilibre chimique :

#### V.1.1.1. Changement du potentiel isobare pour les deux réactions :

$$\Delta G_j^\circ = \Delta H_j^\circ - T \Delta S_j^\circ$$

$\Delta H_j^\circ$  : Changement d'enthalpie de formation (KJ/mole)

$\Delta S_j^\circ$  : Changement d'entropie de la réaction (KJ/mole K)

J varie de 1 à 2

#### V.1.1.1.1. Changement du potentiel isobare pour la première réaction :

Les différentes valeurs de  $\Delta H^\circ$  et  $\Delta S^\circ$  sont tirées de l'annexe 5.

$$\Delta G_1^\circ = \Delta H_1^\circ - T \Delta S_1^\circ$$

$$\Delta H_1^\circ = H^\circ(\text{RNH}_3)_2\text{CO}_3 - 2 H^\circ(\text{RNH}_2) - H^\circ(\text{CO}_2) - H^\circ(\text{H}_2\text{O})$$

$$\Delta H_1^\circ = -504.045 - 2(-55.139) - (-393.768) - (-286.023)$$

$$\Delta H_1^\circ = 286.024 \text{ KJ/mole}$$

$$\Delta S_1^\circ = S^\circ(\text{RNH}_3)_2\text{CO}_3 - 2 S^\circ(\text{RNH}_2) - S^\circ(\text{CO}_2) - S^\circ(\text{H}_2\text{O})$$

$$\Delta S_1^\circ = 1138.765 - 2(595.968) - 213.777 - 69.985$$

$$\Delta S_1^\circ = -336.93 \text{ J/mole K} = -0.337 \text{ KJ/mole K}$$

$$\Delta G_1^\circ = 286.024 - 331(-0.337)$$

$$\Delta G_1^\circ = 397.571 \text{ KJ/mole}$$

La constante d'équilibre de la première réaction est donnée par l'équation (1) :

$$\text{Log}K_1 = -0.0628$$

$$K_1 = 0.86$$

#### V.1.1.1.2. Changement du potentiel isobare pour la deuxième réaction:

$$\Delta G_2^\circ = \Delta H_2^\circ - T \Delta S_2^\circ$$

$$\Delta H_2^\circ = 2H^\circ \text{RNH}_3\text{HCO}_3 - H^\circ(\text{RNH}_3)_2\text{CO}_3 - H^\circ(\text{CO}_2) - H^\circ(\text{H}_2\text{O})$$

$$\Delta H_2^\circ = 2(-731.835) - (-504.045) - (-393.768) - (-286.023)$$

$$\Delta H_2^\circ = -279.834 \text{ KJ/mole}$$

$$\Delta S_2^\circ = 2 S^\circ \text{RNH}_3\text{HCO}_3 - S^\circ(\text{RNH}_3)_2\text{CO}_3 - S^\circ(\text{CO}_2) - S^\circ(\text{H}_2\text{O})$$

$$\Delta S_2^\circ = 2(608.135) - (1138.765) - (213.777) - (69.985)$$

$$\Delta S_2^\circ = -206.257 \text{ J/mole K}$$

$$\Delta S_2^\circ = -0.206 \text{ KJ/mole K}$$

Donc :

$$\Delta G_2^\circ = -279.834 - 331 \text{ (-0.206)}$$

$$\Delta G_2^\circ = -211.648 \text{ KJ/mole}$$

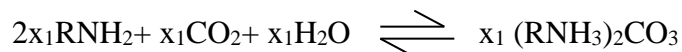
La constante d'équilibre de la 2<sup>ème</sup> réaction est donnée par l'équation (1) :

$$\text{Log}K_2 = 0.0334$$

$$K_2 = 1.08$$

### V.1.2.détermination du nombre de kilomoles de chaque produit obtenu par les deux réactions :

#### V.1.2.1.le pourcentage de $(\text{RNH}_3)_2\text{CO}_3$ obtenu par la 1<sup>ère</sup> réaction :



Nombre de kilomoles:

- Dans le mélange initial : 4 Kmole
- A l'équilibre :  $2(1-x_1)$ ,  $(1-x_1)$ ,  $(1-x_1)$ ,  $x_1$
- En général à l'équilibre :  $\sum n_{i,1} = 4-3x_1$
- Différence de nombre de Kmole :  $\Delta n = 1-4 = -3$

Ainsi en fonction de l'équation écrite auparavant :

$$K_1 = \frac{(2-2X_1)^2(1-X_1)(1-X_1)}{X_1} \left[ \frac{10.2\pi}{(4-3X_1)} \right]^{-3}$$

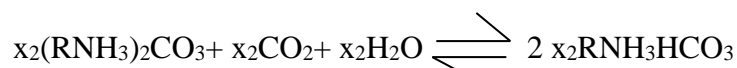
$$K_1 = \frac{4(1-X_1)^4}{X_1} \left[ \frac{4-3X_1}{40} \right]^3$$

$$0.86 = \frac{4(1-X_1)^4}{X_1} \left[ \frac{4-3X_1}{40} \right]^3$$

On détermine  $x_1$  en utilisant le logiciel MATLAB:

$$x_1 = 0.004521$$

#### V.1.2.2.Le pourcentage de $\text{RNH}_3\text{HCO}_3$ obtenu par la 2<sup>ème</sup> réaction :



Nombre de kilomoles:

- Dans le mélange initial : 3 Kmole
- A l'équilibre :  $(1-x_2)$ ,  $(1-x_2)$ ,  $(1-x_2)$ ,  $x_2$
- En général à l'équilibre :  $\sum n_{i,2} = 3-x_2$
- Différence de nombre de Kmole :  $\Delta n = 2-3 = -1$

Ainsi en fonction de l'équation écrite auparavant :

$$K_2 = \frac{(1-X_2)^3}{(2X_2)^2} \left[ \frac{10.2\pi}{(3-X_2)} \right]^{-1}$$

$$1.08 = \frac{(1-X_2)^3}{4X_2^2} \left[ \frac{3-X_2}{40} \right]$$

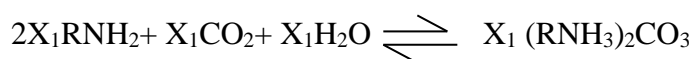
On détermine  $x_2$  en utilisant le logiciel MATLAB:

$$X_2 = 0.10881$$

### V.1.3. Détermination des quantités des produits des deux réactions :

#### V.1.3.1. Détermination de la quantité de $(RNH_3)_2CO_3$ d'après la première réaction :

Détermination de la quantité de  $(RNH_3)_2CO_3$  en (Kmole/h) d'après la réaction (1) :



- La quantité de  $CO_2$  initiale :

$$N_{CO_2} = \frac{G_{CO_2}(\text{kg/h})}{M_{CO_2}} \quad G_{CO_2} = \text{débit massique de } CO_2 \text{ dans le gaz riche} = 829.35 \text{ Kg/h}$$

$$N_{CO_2} = \frac{829.35}{44} = 18.85 \text{ Kmole/h}$$

D'après la réaction, les quantités réagissantes :

$$G_{CO_2}^{R1} = X_1 \cdot N_{CO_2} \cdot M_{CO_2}$$

$G_i^{R1}$  : Quantité réagissante de « i » constituants

$M_i$  : Masse moléculaire de « i » constituants

$$G_{CO_2}^{R1} = 0.004521 \times 18.85 \times 44$$

$$G_{CO_2}^{R1} = 3.75 \text{ Kg/h}$$

$$G_{\text{RNH}_2}^{R1} = 2X_1 \cdot N_{\text{CO}_2} \cdot M_{\text{RNH}_2}$$

$$G_{\text{RNH}_2}^{R1} = 2 \times 0.004521 \times 61.1 \times 18.85$$

$$G_{\text{RNH}_2}^{R1} = 10.41 \text{ Kg/h}$$

$$G_{\text{H}_2\text{O}}^{R1} = X_1 \cdot N_{\text{CO}_2} \cdot M_{\text{H}_2\text{O}}$$

$$G_{\text{H}_2\text{O}}^{R1} = 0.004521 \times 18.85 \times 18$$

$$G_{\text{H}_2\text{O}}^{R1} = 1.53 \text{ Kg/h}$$

$$G_{[\text{RNH}_3]_2\text{CO}_3}^{R1} = X_1 \cdot N_{\text{CO}_2} \cdot M_{(\text{RNH}_3)_2\text{CO}_3}$$

$$G_{[\text{RNH}_3]_2\text{CO}_3}^{R1} = 0.004521 \times 18.85 \times 184$$

$$G_{[\text{RNH}_3]_2\text{CO}_3}^{R1} = 15.68 \text{ Kg/h}$$

$$N_{(\text{RNH}_3)_2\text{CO}_3} = \frac{G_{[\text{RNH}_3]_2\text{CO}_3}^{R1}}{M_{[\text{RNH}_3]_2\text{CO}_3}} = \frac{15.68}{184} = 0.085 \text{ Kmole/h}$$

Après la première réaction, dans l'absorbant saturé, il restera :

On note par  $G_i^{AS1}$  : quantité de « i » constituants qui restera dans l'absorbant riche.

$$G_{\text{CO}_2}^{AS1} = G_{\text{CO}_2}^{Vc} - G_{\text{CO}_2}^{R1}$$

$G_{\text{CO}_2}^{Vc}$  : quantité de  $\text{CO}_2$  dans le gaz riche.

$$G_{\text{CO}_2}^{AS1} = 829.35 - 3.75$$

$$G_{\text{CO}_2}^{AS1} = 825.6 \text{ Kg/h}$$

$$G_{\text{RNH}_2}^{AS1} = G_{\text{RNH}_2}^{AP} - G_{\text{RNH}_2}^{R1}$$

$G_{\text{RNH}_2}^{AP}$  : quantité de MEA dans la solution pauvre.

$$G_{\text{RNH}_2}^{AS1} = 4335.655 - 10.41$$

$$G_{\text{RNH}_2}^{AS1} = 4325.245 \text{ Kg/h}$$

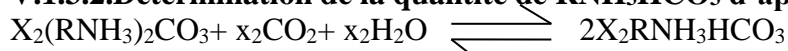
$$G_{\text{H}_2\text{O}}^{AS1} = G_{\text{H}_2\text{O}}^{AP} - G_{\text{H}_2\text{O}}^{R1}$$

$G_{\text{H}_2\text{O}}^{AS1}$  =: quantité de  $\text{H}_2\text{O}$  dans la solution de MEA pauvre.

$$G_{\text{H}_2\text{O}}^{AS1} = 24565.824 - 1.53$$

$$G_{\text{H}_2\text{O}}^{AS1} = 24564.294 \text{ Kg/h}$$

**V.1.3.2. Détermination de la quantité de  $\text{RNH}_3\text{HCO}_3$  d'après la deuxième réaction :**



D'après cette réaction la quantité réagissante :

$G_i^{R2}$  : Quantité réagissante de « i » constituants

$$G_{(\text{RNH}_3)_2\text{CO}_3}^{R2} = X_2 \cdot N_{(\text{RNH}_3)_2\text{CO}_3} \cdot M_{(\text{RNH}_3)_2\text{CO}_3}$$

$$G_{(\text{RNH}_3)_2\text{CO}_3}^{R2} = 0.10881 \times 0.085 \times 184$$

$$G_{(\text{RNH}_3)_2\text{CO}_3}^{R2} = 1.70 \text{ Kg/h}$$

$$G_{\text{CO}_2}^{R2} = X_2 \cdot N_{(\text{RNH}_3)_2\text{CO}_3} \cdot M_{\text{CO}_2}$$

$$G_{\text{CO}_2}^{R2} = 0.10881 \times 0.085 \times 44$$

$$G_{\text{CO}_2}^{R2} = 0.41 \text{ Kg/h}$$

$$G_{\text{H}_2\text{O}}^{R2} = X_2 \cdot N_{(\text{RNH}_3)_2\text{CO}_3} \cdot M_{\text{H}_2\text{O}}$$

$$G_{\text{H}_2\text{O}}^{R2} = 0.10881 \times 0.085 \times 18$$

$$G_{\text{H}_2\text{O}}^{R2} = 0.17 \text{ Kg/h}$$

$$G_{\text{RNH}_3\text{HCO}_3}^{R2} = 2 X_2 \cdot N_{(\text{RNH}_3)_2\text{CO}_3} \cdot M_{\text{RNH}_3\text{HCO}_3}$$

$$G_{\text{RNH}_3\text{HCO}_3}^{R2} = 2 \times 0.10881 \times 0.085 \times 123$$

$$G_{\text{RNH}_3\text{HCO}_3}^{R2} = 2.28 \text{ Kg/h}$$

La quantité de  $\text{CO}_2$  restante dans l'absorbant saturé :

$$G_{\text{CO}_2}^S = G_{\text{CO}_2}^{AS1} - G_{\text{CO}_2}^{R2}$$

$$G_{\text{CO}_2}^S = 825.6 - 0.41 = 825.19 \text{ Kg/h}$$

En tenant compte de la quantité de  $\text{CO}_2$  entrante avec l'absorbant et sortant avec le gaz pauvre :

$$G_{\text{CO}_2}^{abs} = G_{\text{CO}_2}^S + G_{\text{CO}_2}^{Ap} - G_{\text{CO}_2}^E$$

$G_{\text{CO}_2}^{Ap}$  : quantité de  $\text{CO}_2$  dans la solution de MEA pauvre.

$$G_{\text{CO}_2}^{abs} = 825.19 + 2.89 - 39.54$$

$G_{\text{CO}_2}^{abs}$  : quantité de  $\text{CO}_2$  dans l'absorbant saturé.

$$G_{\text{CO}_2}^{abs} = 788.54 \text{ Kg/h}$$

Après les deux premières réactions, il va rester les quantités suivantes :

$$G_{(\text{RNH}_3)\text{CO}_3}^{AS2} = G_{(\text{RNH}_3)_2\text{CO}_3}^{R1} - G_{(\text{RNH}_3)_2\text{CO}_3}^{R2}$$

$$G_{(\text{RNH}_3)_2\text{CO}_3}^{AS2} = 15.68 - 1.70$$

$$G_{(\text{RNH}_3)_2\text{CO}_3}^{AS2} = 13.98 \text{ Kg/h}$$

$$G_{\text{H}_2\text{O}}^{AS2} = G_{\text{H}_2\text{O}}^{AS1} - G_{\text{H}_2\text{O}}^{R2}$$

$$G_{\text{H}_2\text{O}}^{AS2} = 24564.294 - 0.17$$

$$G_{\text{H}_2\text{O}}^{AS2} = 24564.124 \text{ Kg/h}$$

**Tableau 27 : la composition de l'absorbant riche (MEA)**

Constituant	M <sub>i</sub>	Quantité		Concentration		M <sub>i</sub> . X' <sub>i</sub>
		G <sub>i</sub> (Kg/h)	n <sub>i</sub> =G <sub>i</sub> /M <sub>i</sub>	X <sub>i</sub> =G <sub>i</sub> /∑G <sub>i</sub>	X' <sub>i</sub> =n <sub>i</sub> /∑n <sub>i</sub>	
RNH <sub>2</sub>	61,1	4325,245	70,7896	0,14565	0,048702	2,9757
H <sub>2</sub> O	18	24564,124	1364,6736	0,82720	0,938862	16,8995
CO <sub>2</sub>	44	788,54	17,9214	0,02655	0,012329	0,5425
(RNH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	184	13,98	0,0760	0,00047	0,000052	0,0096
RNH <sub>3</sub> HCO <sub>3</sub>	123	2,28	0,0185	0,00008	0,000013	0,0016
CH <sub>4</sub>	16	0,355	0,0222	0,00001	0,000015	0,0002
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30	0,81	0,0270	0,00003	0,000019	0,0006
N <sub>2</sub>	28	0,325	0,0116	0,00001	0,000008	0,0002
Somme	/	29695,659	1453,5398	1,00000	1,000000	20,4299

Le taux d'absorption :

$$\rho = (G_{CO_2}^{abs}/G_{CO_2}) \times 100$$

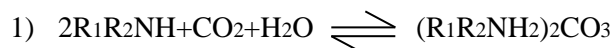
$$\rho = (788.54 / 829.35) \times 100$$

$$\rho = 95.08 \%$$

## V.2.Composition chimique de la DEA saturée :

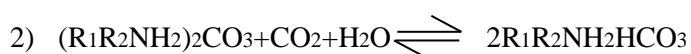
Pour le calcul de régénération de la solution de DEA dans l'absorbeur, il est nécessaire de savoir la composition chimique de l'absorbant saturé, il est nécessaire de connaître la quantité des constituants acides qui ont réagi avec la DEA suivant les réactions (1) et (2), les constantes d'équilibre chimique des deux réactions sont les suivantes :

La 1<sup>ère</sup> réaction :



$$K_1 = \frac{[R_1R_2NH]^2 \times [CO_2] \times [H_2O]}{[(R_1R_2NH_2)_2CO_3]}$$

La 2<sup>ème</sup> réaction :



$$K_2 = \frac{[(R_1R_2NH_2)_2CO_3] \times [CO_2] \times [H_2O]}{[R_1R_2NH_2HCO_3]^2}$$

En tenant compte de la pression dans l'appareil et le déroulement des réactions dans la solution, les constantes d'équilibre peuvent s'écrire de la manière suivante :

$$K_1 = \frac{[R_1R_2NH]^2 x [CO_2] x [H_2O]}{[(R_1R_2NH)_2CO_3]} \left[ \frac{10.2\pi}{\sum n_{i,1}} \right]^{\Delta n}$$

$$K_2 = \frac{[(R_1R_2NH)_2CO_3] x [CO_2] x [H_2O]}{[R_1R_2NH_2HCO_3]^2} \left[ \frac{10.2\pi}{\sum n_{i,2}} \right]^{\Delta n}$$

La constante d'équilibre chimique peut être calculée à partir de la variation de l'énergie de Gibbs standard équation (1).

### V.2.1. Calcul des constantes d'équilibre chimique:

#### V.2.1.1. Changement du potentiel isobare pour les deux réactions :

##### V.2.1.1.1. Changement du potentiel isobare pour la première réaction :

$$\Delta G_1^\circ = \Delta H_1^\circ - T \Delta S_1^\circ$$

$$\Delta H_1^\circ = H^\circ (R_1R_2NH_2)_2CO_3 - 2 H^\circ (R_1R_2NH) - H^\circ (CO_2) - H^\circ (H_2O)$$

$$\Delta H_1^\circ = -583.229 - 2(-77.75) - (-393.768) - (-286.023)$$

$$\Delta H_1^\circ = 252.062 \text{ KJ/mole}$$

$$\Delta S_1^\circ = S^\circ (R_1R_2NH_2)_2CO_3 - 2 S^\circ (R_1R_2NH) - S^\circ (CO_2) - S^\circ (H_2O)$$

$$\Delta S_1^\circ = 1276.283 - 2(598.612) - 213.777 - 69.985$$

$$\Delta S_1^\circ = -204.703 \text{ J/mole} = -0.204 \text{ KJ/mole}$$

$$\Delta G_1^\circ = 252.062 - 331 (-0.204)$$

$$\Delta G_1^\circ = 319.586 \text{ KJ/mol}$$

La constante d'équilibre de la première réaction est donnée par l'équation (1) :

$$\text{Log}K_1 = -0.0505$$

$$K_1 = 0.89$$

##### V.2.1.1.2. Changement du potentiel isobare pour la deuxième réaction:

$$\Delta G_2^\circ = \Delta H_2^\circ - \Delta S_2^\circ$$

$$\Delta H_2^\circ = 2H^\circ R_1R_2NH_2HCO_3 - H^\circ (R_1R_2NH_2)_2CO_3 - H^\circ (CO_2) - H^\circ (H_2O)$$

$$\Delta H_2^\circ = 2(-753.621) - (-583.229) - (-393.768) - (-286.023)$$

$$\Delta H_2^\circ = -244.222 \text{ KJ/mol}$$

$$\Delta S_2^\circ = 2S^\circ(R_1R_2NH_2HCO_3) - S^\circ(R_1R_2NH_2)_2CO_3 - S^\circ(CO_2) - S^\circ(H_2O)$$

$$\Delta S_2^\circ = -0.193 \text{ KJ/molK}$$

Donc :

$$\Delta G_2^\circ = -244.222 - 331(-0.193)$$

$$\Delta G_2^\circ = -180.34 \text{ KJ/mole}$$

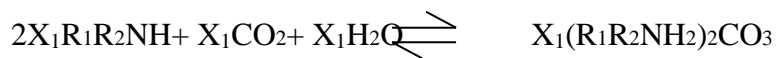
La constante d'équilibre de la 2<sup>ème</sup> réaction est donnée par l'équation (1) :

$$\text{Log}K_2 = 0.0285$$

$$K_2 = 1.067$$

### V.2.2.détermination du nombre de kilomoles de chaque produit obtenu par les deux réactions :

#### V.2.2.1.le pourcentage de $(R_1R_2NH_2)_2CO_3$ obtenu par la 1<sup>ère</sup> réaction :



Nombre de kilomoles :

- Dans le mélange initial : 4 Kmole
- A l'équilibre :  $2(1-x_1)$ ,  $(1-x_1)$ ,  $(1-x_1)$ ,  $x_1$
- En général à l'équilibre :  $\sum n_{i,1} = 4 - 3x_1$
- Différence de nombre de Kmole :  $\Delta n = 1 - 4 = -3$

Ainsi en fonction de l'équation écrite auparavant

$$K_1 = \frac{(2-2X_1)^2 (1-X_1)(1-X_1)}{(X_1)} \left[ \frac{10.2\pi}{(4-3X_1)} \right]^{-3}$$

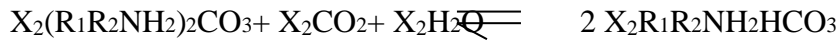
$$K_1 = \frac{4(1-X_1)^4}{X_1} \left[ \frac{4-3X_1}{40} \right]^3$$

$$0.89 = \frac{4(1-X_1)^4}{X_1} \left[ \frac{4-3X_1}{42} \right]^3$$

On détermine  $x_1$  en utilisant le logiciel MATLAB:

$$x_1 = 0.004377$$

#### V.2.2.2.Le pourcentage de $R_1R_2NH_2HCO_3$ obtenu par la 2<sup>ème</sup> réaction :



Nombre de kilomoles :

- Dans le mélange initial : 3 Kmole
- A l'équilibre :  $(1-x_2)$ ,  $(1-x_2)$ ,  $(1-x_2)$ ,  $x_2$
- En général à l'équilibre :  $\sum n_{i,2} = 3-x_2$
- Différence de nombre de Kmole :  $\Delta n = 2-3 = -1$

Ainsi en fonction de l'équation écrite auparavant :

$$K_2 = \frac{(1-X_2)^3}{(2X_2)^2} \left[ \frac{10.2\pi}{(3-X_2)} \right]^{-1}$$

$$1.067 = \frac{(1-X_2)^3}{4x_2^2} \left[ \frac{3-X_2}{40} \right]$$

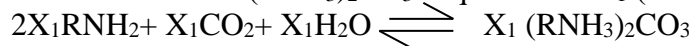
On détermine  $x_2$  en utilisant le logiciel MATLAB:

$$X_2 = 0.109348$$

### V.2.3. Détermination des quantités des produits des deux réactions :

#### V.2.3.1. Détermination de la quantité de $(R_1R_2NH_2)_2CO_3$ d'après la première réaction:

Pour l'obtention de  $(RNH_3)_2CO_3$  en quantité de  $x_1$  (Kmole/h) d'après la réaction (1) :



- La quantité de  $CO_2$  initiale :

$$N_{CO_2} = \frac{G_{CO_2}(\text{kg/h})}{M_{CO_2}} \quad G_{CO_2} = \text{débit massique de } CO_2 \text{ dans le gaz riche} = 829.35 \text{ Kg/h}$$

$$N_{CO_2} = \frac{829.35}{44} = 18.85 \text{ Kmole/h}$$

D'après la réaction, les quantités réagissantes :

$$G_{CO_2}^{R1} = X_1 \cdot N_{CO_2} \cdot M_{CO_2}$$

$G_i^{R1}$  : Quantité réagissante de « i » constituants

$M_i$  : Masse moléculaire de « i » constituants

$$G_{CO_2}^{R1} = 0.004377 \times 18.85 \times 44$$

$$G_{CO_2}^{R1} = 3.63 \text{ Kg/h}$$

$$G_{R_1R_2NH}^{R1} = 2X_1 \cdot N_{CO_2} \cdot M_{R_1R_2NH}$$

$$G_{R_1R_2NH}^{R1} = 2 \times 0.004377 \times 18.85 \times 105.1$$

$$G_{R_1R_2NH}^{R1} = 17.34 \text{ Kg/h}$$

$$G_{H_2O}^{R1} = X_1 \cdot N_{CO_2} \cdot M_{H_2O}$$

$$G_{H_2O}^{R1} = 0.004377 \times 18.85 \times 18$$

$$G_{H_2O}^{R1} = 1.48 \text{ Kg/h}$$

$$G_{(R_1R_2NH_2)_2CO_3}^{R1} = X_1 \cdot N_{CO_2} \cdot M_{(R_1R_2NH_2)_2CO_3}$$

$$G_{(R_1R_2NH_2)_2CO_3}^{R1} = 0.004377 \times 18.85 \times 272.2$$

$$G_{(R_1R_2NH_2)_2CO_3}^{R1} = 22.46 \text{ Kg/h}$$

$$N_{(R_1R_2NH_2)_2CO_3} = \frac{G_{(R_1R_2NH_2)_2CO_3}^{R1}}{M_{(R_1R_2NH_2)_2CO_3}} = \frac{22.46}{272.2} = 0.08 \text{ Kmole/h}$$

Après la première réaction, dans l'absorbant saturé, il restera :

On note par  $G_i^{AS1}$  : quantité de « i » constituants qui restera dans l'absorbant riche.

$$G_{CO_2}^{AS1} = G_{CO_2}^{Vc} - G_{CO_2}^{R1} \quad G_{CO_2}^{Vc} : \text{quantité de } CO_2 \text{ dans le gaz riche.}$$

$$G_{CO_2}^{AS1} = 829.35 - 3.63$$

$$G_{CO_2}^{AS1} = 8.257 \times 10^2 \text{ Kg/h}$$

$$G_{R_1R_2NH}^{AS1} = G_{R_1R_2NH}^{AP} - G_{R_1R_2NH}^{R1} \quad G_{R_1R_2NH}^{AP} : \text{quantité de DEA dans la solution pauvre.}$$

$$G_{R_1R_2NH}^{AS1} = 9162.62 - 17.34$$

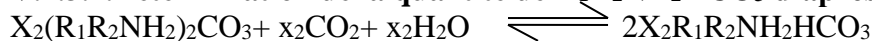
$$G_{R_1R_2NH}^{AS1} = 9.14 \times 10^3 \text{ Kg/h}$$

$$G_{H_2O}^{AS1} = G_{H_2O}^{AP} - G_{H_2O}^{R1} \quad G_{H_2O}^{AS1} : \text{quantité de } H_2O \text{ dans la solution de DEA pauvre.}$$

$$G_{H_2O}^{AS1} = 36645.89 - 1.48$$

$$G_{H_2O}^{AS1} = 3.66 \times 10^4 \text{ Kg/h}$$

### V.2.3.2. Détermination de la quantité de $R_1R_2NH_2HCO_3$ d'après la deuxième réaction :



D'après cette réaction la quantité réagissante :

$$G_i^{R2} : \text{Quantité réagissante de « i » constituants.}$$

$$G_{(R_1R_2NH_2)_2CO_3}^{R2} = X_2 \cdot N_{(R_1R_2NH_2)_2CO_3} \cdot M_{(R_1R_2NH_2)_2CO_3}$$

$$G_{(R_1R_2NH_2)_2CO_3}^{R2} = 0.109348 \times 0.08 \times 272.2$$

$$G_{(R_1R_2NH_2)_2CO_3}^{R2} = 2.456 \text{ Kg/h}$$

$$G_{CO_2}^{R2} = X_2 \cdot N_{(R_1R_2NH_2)_2CO_3} \cdot M_{CO_2}$$

$$G_{CO_2}^{R2} = 0.109348 \times 0.08 \times 44$$

$$G_{CO_2}^{R2} = 0.397 \text{ Kg/h}$$

$$G_{H_2O}^{R2} = X_2 \cdot N_{(R_1R_2NH_2)_2CO_3} \cdot M_{H_2O}$$

$$G_{H_2O}^{R2} = 0.109348 \times 0.08 \times 18$$

$$G_{H_2O}^{R2} = 0.162 \text{ Kg/h}$$

$$G_{R_1R_2NH_2HCO_3}^{R2} = 2 X_2 \cdot N_{(R_1R_2NH_2)_2CO_3} \cdot M_{R_1R_2NH_2HCO_3}$$

$$G_{R_1R_2NH_2HCO_3}^{R2} = 2 \times 0.109348 \times 0.08 \times 167.1$$

$$G_{R_1R_2NH_2HCO_3}^{R2} = 3.015 \text{ Kg/h}$$

La quantité de  $CO_2$  restante dans l'absorbant saturé :

$$G_{CO_2}^S = G_{CO_2}^{AS1} - G_{CO_2}^{R2}$$

$$G_{CO_2}^S = 8.257 \times 10^2 - 0.397 = 8.25 \times 10^2 \text{ Kg/h}$$

En tenant compte de la quantité de CO<sub>2</sub> entrante avec l'absorbant et sortant avec le gaz pauvre :

$$G_{CO_2}^{abs} = G_{CO_2}^S + G_{CO_2}^{Ap} - G_{CO_2}^E \quad G_{CO_2}^{Ap} : \text{quantité de CO}_2 \text{ dans la solution de DEA pauvre.}$$

$$G_{CO_2}^{abs} = 8.25 \times 10^2 - 4.5813 - 39.54 \quad G_{CO_2}^{abs} : \text{quantité de CO}_2 \text{ dans l'absorbant saturé.}$$

$$G_{CO_2}^{abs} = 7.90 \times 10^2 \text{ Kg/h}$$

Après les deux premières réactions, il va rester les quantités suivantes :

$$G_{(R_1R_2NH_2)_2CO_3}^{AS2} = G_{(R_1R_2NH_2)_2CO_3}^{R1} - G_{(R_1R_2NH_2)_2CO_3}^{R2}$$

$$G_{(R_1R_2NH_2)_2CO_3}^{AS2} = 22.46 - 2.456$$

$$G_{(R_1R_2NH_2)_2CO_3}^{AS2} = 20.004 \text{ Kg/h}$$

$$G_{H_2O}^{AS2} = G_{H_2O}^{AS1} - G_{H_2O}^{R2}$$

$$G_{H_2O}^{AS2} = 3.66 - 0.162$$

$$G_{H_2O}^{AS2} = 3.66 \times 10^4 \text{ Kg/h}$$

**Tableau 28 : la composition chimique de l'absorbant riche (DEA) :**

Constituant	M <sub>i</sub>	Quantité		Concentration		M <sub>i</sub> . X' <sub>i</sub>
		G <sub>i</sub> (Kg/h)	n <sub>i</sub> =G <sub>i</sub> /M <sub>i</sub>	X <sub>i</sub> =G <sub>i</sub> /∑G <sub>i</sub>	X' <sub>i</sub> =n <sub>i</sub> /∑n <sub>i</sub>	
<b>R<sub>1</sub>R<sub>2</sub>NH</b>	105.1	9.14x10 <sup>3</sup>	86.96	0.200	0.040	4.204
<b>H<sub>2</sub>O</b>	18	3.66 x 10 <sup>4</sup>	2033.33	0.804	0.95	17,18
<b>CO<sub>2</sub></b>	44	7.90 x10 <sup>2</sup>	17.95	1.736	0.008	0,352
<b>(R<sub>1</sub>R<sub>2</sub>NH<sub>2</sub>)<sub>2</sub>CO<sub>3</sub></b>	272.2	20.004	0.073	0.0004	3,41x10 <sup>-5</sup>	3.41x10 <sup>-5</sup>
<b>R<sub>1</sub>R<sub>2</sub>NH<sub>2</sub>HCO<sub>3</sub></b>	167.1	3.015	0.018	6.626x10 <sup>-5</sup>	8.41x10 <sup>-6</sup>	1.40x10 <sup>-3</sup>
<b>CH<sub>4</sub></b>	16	0,350	0.021	7.69x10 <sup>-6</sup>	9.82x10 <sup>-6</sup>	1.57x10 <sup>-4</sup>
<b>C<sub>2</sub>H<sub>6</sub></b>	30	0,800	0.026	1,75x10 <sup>-5</sup>	1,21x10 <sup>-5</sup>	3.63x10 <sup>-4</sup>
<b>N<sub>2</sub></b>	28	0.325	0.011	7,14x10 <sup>-6</sup>	5,14x10 <sup>-6</sup>	1.17x10 <sup>-4</sup>
<b>Somme</b>	/	4,55x10 <sup>4</sup>	2,13x10 <sup>3</sup>	1	1	21,74

Le taux d'absorption :

$$\rho = (G_{CO_2}^{abs}/G_{CO_2}) * 100$$

$$\rho = (7.90 \times 10^2 / 829.35) \times 100$$

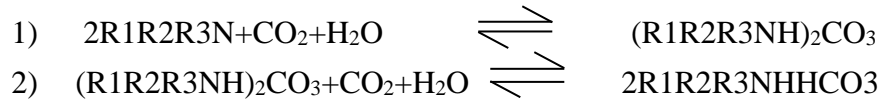
$$\rho = 95.29 \%$$

### V.3.Composition chimique de la MDEA saturée:

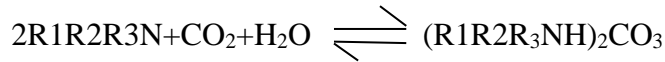
Pour le calcul de régénération de la solution de MDEA dans l'absorbant, il est nécessaire de savoir la composition chimique de l'absorbant saturé, il est nécessaire de

connaître la quantité des constituants acides qui ont réagi avec la MEA suivant les réactions (1) et (2), les constantes d'équilibre chimique des deux réactions sont les suivantes :

R1R2R3N

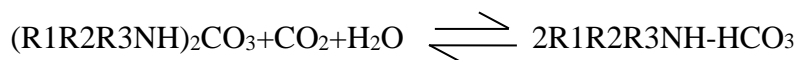


La 1<sup>ère</sup> réaction :



$$K_1 = \frac{[R1R2R3N]^2 \times [CO_2] \times [H_2O]}{[(R1R2R3NH)_2CO_3]}$$

La 2<sup>ème</sup> réaction :



$$K_2 = \frac{[(R1R2R3NH)_2CO_3] \times [CO_2] \times [H_2O]}{[R1R2R3NH-HCO_3]^2}$$

En tenant compte de la pression dans l'appareil et le déroulement des réactions dans la solution, les constantes d'équilibre peuvent s'écrire de la manière suivante :

$$K_1 = \frac{[R1R2R3N]^2 \times [CO_2] \times [H_2O]}{[(R1R2R3NH)_2CO_3]} \left[ \frac{10.2\pi}{\sum n_{i,1}} \right]^{\Delta n}$$

$$K_2 = \frac{[(R1R2R3NH)_2CO_3] \times [CO_2] \times [H_2O]}{[R1R2R3NH-HCO_3]^2} \left[ \frac{10.2\pi}{\sum n_{i,2}} \right]^{\Delta n}$$

La constante d'équilibre chimique est liée avec le changement de potentielle isobare standard équation (1)

### V.3.1.Calcul des constantes d'équilibre chimique:

#### V.3.1.1. Changement du potentiel isobare pour les deux réactions :

Le calcul ce fait par la même méthode de calcul du MEA.

##### V.3.1.1.1. Changement du potentiel isobare pour la première réaction :

$$\Delta G_1^\circ = \Delta H_1^\circ - T\Delta S_1^\circ$$

$$\Delta H_1^\circ = H^\circ(\text{R}_1\text{R}_2\text{R}_3\text{NH})_2\text{CO}_3 - 2 H^\circ \text{R}_1\text{R}_2\text{R}_3\text{N} - H^\circ(\text{CO}_2) - H^\circ(\text{H}_2\text{O})$$

$$\Delta H_1^\circ = -613,319 - 2(-112,54) - (-393.768) - (-286.023)$$

$$\Delta H_1^\circ = 291.552 \text{ KJ/mole}$$

$$\Delta S_1^\circ = S^\circ(\text{R}_1\text{R}_2\text{R}_3\text{NH})_2\text{CO}_3 - 2S^\circ \text{R}_1\text{R}_2\text{R}_3\text{N} - S^\circ(\text{CO}_2) - S^\circ(\text{H}_2\text{O})$$

$$\Delta S_1^\circ = 643,116 - 2(821,363) - (213.777) - (69.985)$$

$$\Delta S_1^\circ = -1.283 \text{ KJ/mole K}$$

$$\Delta G_1^\circ = 291.552 - 343.5 (-1.283)$$

$$\Delta G_1^\circ = 732.262 \text{ KJ/mole}$$

La constante d'équilibre de la première réaction est donnée par l'équation (1) :

$$\text{Log}K_1 = -0.111$$

$$K_1 = 0.77$$

##### V.3.1.1.2. Changement du potentiel isobare pour la deuxième réaction :

$$\Delta G_2^\circ = \Delta H_2^\circ - T\Delta S_2^\circ$$

$$\Delta H_2^\circ = 2H^\circ \text{R}_1\text{R}_2\text{R}_3\text{NH-HCO}_3 - H^\circ(\text{R}_1\text{R}_2\text{R}_3\text{NH})_2\text{CO}_3 - H^\circ(\text{CO}_2) - H^\circ(\text{H}_2\text{O})$$

$$\Delta H_2^\circ = 2(-795,648) - (-613,319) - (-393.768) - (-286.023)$$

$$\Delta H_2^\circ = -298.186 \text{ KJ/mole}$$

$$\Delta S_2^\circ = 2 S^\circ \text{R}_1\text{R}_2\text{R}_3\text{NH-HCO}_3 - S^\circ(\text{R}_1\text{R}_2\text{R}_3\text{NH})_2\text{CO}_3 - S^\circ(\text{CO}_2) - S^\circ(\text{H}_2\text{O})$$

$$\Delta S_2^\circ = 2(727,577) - (643,116) - (213.777) - (69.985)$$

$$\Delta S_2^\circ = 0.528 \text{ KJ/mole K}$$

Donc :

$$\Delta G_2^\circ = -298.186 - 343.5 (0.528)$$

$$\Delta G_2^\circ = -479.554 \text{ KJ/mole}$$

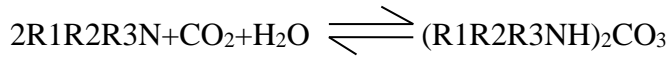
La constante d'équilibre de la 2<sup>ème</sup> réaction est donnée par l'équation (1) :

$$\text{Log}K_2 = 0.073$$

$$K_2 = 1.183$$

**V.3.2.détermination du nombre de kilomoles de chaque produit obtenu par les deux réactions :**

**V.3.2.1.le pourcentage de  $(R_1R_2R_3NH)_2 CO_3$  obtenu par la 1<sup>ère</sup> réaction :**



Nombre de kilomoles:

- Dans le mélange initial : 4 Kmole
- A l'équilibre :  $2(1-x_1)$ ,  $(1-x_1)$ ,  $(1-x_1)$ ,  $x_1$
- En général à l'équilibre :  $\sum n_{i,1} = 4-3x_1$
- Différence de nombre de Kmole :  $\Delta n = 1-4 = -3$

Ainsi en fonction de l'équation écrite auparavant :

$$K_1 = \frac{(2-2X_1)^2 (1-X_1)(1-X_1)}{X_1} \left[ \frac{10.2\pi}{4-3X_1} \right]^{-3}$$

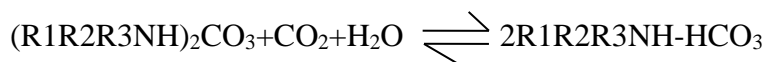
$$K_1 = \frac{4(1-X_1)^4}{X_1} \left[ \frac{4-3X_1}{40} \right]^3$$

$$0.77 = \frac{4(1-X_1)^4}{X_1} \left[ \frac{4-3X_1}{40} \right]^3$$

On détermine  $x_1$  en utilisant le logiciel MATLAB:

$$x_1 = 0.0050$$

**V.3.2.2.Le pourcentage de  $R_1R_2R_3NH-HCO_3$  obtenu par la 2<sup>ème</sup> réaction :**



Nombre de kilomoles :

- Dans le mélange initial : 3 Kmole
- A l'équilibre :  $(1-x_2)$ ,  $(1-x_2)$ ,  $(1-x_2)$ ,  $x_2$
- En général à l'équilibre :  $\sum n_{i,2} = 3-x_2$
- Différence de nombre de Kmole :  $\Delta n = 2-3 = -1$

Ainsi en fonction de l'équation écrite auparavant :

$$K_2 = \frac{(1-X_2)^3}{(2X_2)^2} \left[ \frac{10.2\pi}{(3-X_2)} \right]^{-1}$$

$$1.183 = \frac{(1-X_2)^3}{4X_2^2} \left[ \frac{3-X_2}{40} \right]$$

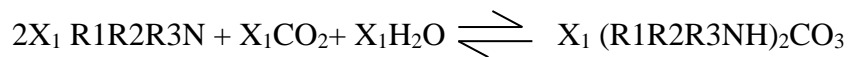
On détermine  $x_2$  en utilisant le logiciel MATLAB:

$$X_2 = 0.1049$$

### V.3.3. Détermination des quantités des produits des deux réactions :

#### V.3.3.1. Détermination de la quantité de $(R_1R_2R_3NH)_2CO_3$ d'après la première réaction :

Pour l'obtention de  $(R_1R_2R_3NH)_2CO_3$  en quantité de  $x_1$  (Kmole/h) d'après la réaction (1) :



- La quantité de  $CO_2$  initiale :

$$N_{CO_2} = \frac{G_{CO_2}(\text{kg/h})}{M_{CO_2}} \quad G_{CO_2} = \text{débit massique de } CO_2 \text{ dans le gaz riche} = 829.35 \text{ Kg/h}$$

$$N_{CO_2} = \frac{829.35}{44} = 18.85 \text{ Kmole/h}$$

D'après la réaction, les quantités réagissantes :

$$G_{CO_2}^{R1} = X_1 \cdot N_{CO_2} \cdot M_{CO_2}$$

$G_i^{R1}$  : Quantité réagissante de « i » constituants

$M_i$  : Masse moléculaire de « i » constituants

$$G_{CO_2}^{R1} = 0.005 \times 18.85 \times 44$$

$$G_{CO_2}^{R1} = 4.16 \text{ Kg/h}$$

$$G_{R_1R_2R_3N}^{R1} = 2X_1 \cdot N_{CO_2} \cdot M_{R_1R_2R_3N}$$

$$G_{R_1R_2R_3N}^{R1} = 2 \times 0.005 \times 119.17 \times 18.85$$

$$G_{R_1R_2R_3N}^{R1} = 22.537 \text{ Kg/h}$$

$$G_{H_2O}^{R1} = X_1 \cdot N_{CO_2} \cdot M_{H_2O}$$

$$G_{H_2O}^{R1} = 0.005 \times 18.85 \times 18$$

$$G_{H_2O}^{R1} = 1.70 \text{ Kg/h}$$

$$G_{[R_1R_2R_3NH]_2CO_3}^{R1} = X_1 \cdot N_{CO_2} \cdot M_{(R_1R_2R_3NH)_2CO_3}$$

$$G_{[R_1R_2R_3NH]_2CO_3}^{R1} = 0.005 \times 18.85 \times 300.34$$

$$G_{[R_1R_2R_3NH]_2CO_3}^{R1} = 28.40 \text{ Kg/h}$$

$$N(R_1R_2R_3NH)_2CO_3 = \frac{G_{(R_1R_2R_3NH)_2CO_3}^{R1}}{M(R_1R_2R_3NH)_2CO_3} = \frac{28.40}{300.34} = 0.094 \text{ Kg/h}$$

Après la première réaction, dans l'absorbant saturé, il restera :

On note par  $G_i^{AS1}$  : quantité de « i » constituants qui restera dans l'absorbant riche.

$$G_{CO_2}^{AS1} = G_{CO_2}^{Vc} - G_{CO_2}^{R1}$$

$G_{CO_2}^{Vc}$  : quantité de CO<sub>2</sub> dans le gaz riche.

$$G_{CO_2}^{AS1} = 829.35 - 4.16$$

$$G_{CO_2}^{AS1} = 8.25 \times 10^2 \text{ Kg/h}$$

$$G_{R_1R_2R_3N}^{AS1} = G_{R_1R_2R_3N}^{AP} - G_{R_1R_2R_3N}^{R1}$$

$G_{R_1R_2R_3N}^{AP}$  : quantité de MDEA dans la solution pauvre.

$$G_{R_1R_2R_3N}^{AS1} = 15151.27 - 22.537$$

$$G_{R_1R_2R_3N}^{AS1} = 1.51 \times 10^4 \text{ Kg/h}$$

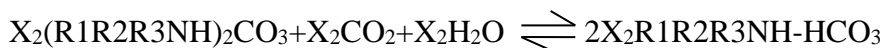
$$G_{H_2O}^{AS1} = G_{H_2O}^{AP} - G_{H_2O}^{R1}$$

$G_{H_2O}^{AS1}$  : quantité de H<sub>2</sub>O dans la solution de MDEA pauvre.

$$G_{H_2O}^{AS1} = 45447.75 - 1.70$$

$$G_{H_2O}^{AS1} = 4.54 \times 10^4 \text{ Kg/h}$$

### V.3.3.2. Détermination de la quantité de R<sub>1</sub>R<sub>2</sub>R<sub>3</sub>NH-HCO<sub>3</sub> d'après la deuxième réaction :



D'après cette réaction la quantité réagissante :

$G_i^{R2}$  : Quantité réagissante de « i » constituants.

$$G_{(R_1R_2R_3NH)_2CO_3}^{R2} = X_2 \cdot N(R_1R_2R_3NH)_2CO_3 \cdot M(R_1R_2R_3NH)_2CO_3$$

$$G_{(R_1R_2R_3NH)_2CO_3}^{R2} = 0.1049 \times 0.094 \times 300.34$$

$$G_{(R_1R_2R_3NH)_2CO_3}^{R2} = 2.976 \text{ Kg/h}$$

$$G_{CO_2}^{R2} = X_2 \cdot N(R_1R_2R_3NH)_2CO_3 \cdot M_{CO_2}$$

$$G_{CO_2}^{R2} = 0.1049 \times 0.094 \times 44$$

$$G_{CO_2}^{R2} = 0.436 \text{ Kg/h}$$

$$G_{H_2O}^{R2} = X_2 \cdot N(R_1R_2R_3NH)_2CO_3 \cdot M_{H_2O}$$

$$G_{H_2O}^{R2} = 0.1049 \times 0.094 \times 18$$

$$G_{H_2O}^{R2} = 0.178 \text{ Kg/h}$$

$$G_{R_1R_2R_3NH-HCO_3}^{R2} = 2 \times N(R_1R_2R_3NH)_2CO_3 \cdot MR_1R_2R_3NH-HCO_3$$

$$G_{R_1R_2R_3NH-HCO_3}^{R2} = 2 \times 0.1049 \times 0.094 \times 181.1$$

$$G_{R_1R_2R_3NH-HCO_3}^{R2} = 3.59 \text{ Kg/h}$$

La quantité de CO<sub>2</sub> restante dans l'absorbant saturé :

$$G_{CO_2}^S = G_{CO_2}^{AS1} - G_{CO_2}^{R2}$$

$$G_{CO_2}^S = 8.25 \times 10^2 - 0.436 = 2.247 \times 10^2 \text{ Kg/h}$$

En tenant compte de la quantité de CO<sub>2</sub> entrante avec l'absorbant et sortant avec le gaz pauvre :

$$G_{CO_2}^{abs} = G_{CO_2}^S + G_{CO_2}^{Ap} - G_{CO_2}^E$$

$G_{CO_2}^{Ap}$  : quantité de CO<sub>2</sub> dans la solution de MDEA pauvre.

$$G_{CO_2}^{abs} = 2.247 \times 10^2 - 6.06 - 39,54$$

$G_{CO_2}^{abs}$  : quantité de CO<sub>2</sub> dans l'absorbant saturé.

$$G_{CO_2}^{abs} = 7.91 \times 10^2 \text{ Kg/h}$$

Après les deux premières réactions, il va rester les quantités suivantes :

$$G_{(R_1R_2R_3NH)_2CO_3}^{AS2} = G_{(R_1R_2R_3NH)_2CO_3}^{R1} - G_{(R_1R_2R_3NH)_2CO_3}^{R2}$$

$$G_{(R_1R_2R_3NH)_2CO_3}^{AS2} = 28.40 - 2.976$$

$$G_{(R_1R_2R_3NH)_2CO_3}^{AS2} = 25.42 \text{ Kg/h}$$

$$G_{H_2O}^{AS2} = G_{H_2O}^{AS1} - G_{H_2O}^{R2}$$

$$G_{H_2O}^{AS2} = 4.54 \times 10^4 - 0.178$$

$$G_{H_2O}^{AS2} = 4.544 \times 10^4 \text{ Kg/h}$$

**Tableau 29 : la composition de l'absorbant riche (MDEA)**

Constituant	M <sub>i</sub>	Quantité		Concentration		M <sub>i</sub> . X' <sub>i</sub>
		G <sub>i</sub> (Kg/h)	n <sub>i</sub> =G <sub>i</sub> /M <sub>i</sub>	X <sub>i</sub> =G <sub>i</sub> /∑G <sub>i</sub>	X' <sub>i</sub> =n <sub>i</sub> /∑n <sub>i</sub>	
R <sub>1</sub> R <sub>2</sub> R <sub>3</sub> N	119,17	1.51x10 <sup>4</sup>	126.71	0.246	4.747x10 <sup>-2</sup>	5.657
H <sub>2</sub> O	18	4.544 x10 <sup>4</sup>	2524.444	0.741	9.457x10 <sup>-1</sup>	17.023
CO <sub>2</sub>	44	7.91 x10 <sup>2</sup>	17.977	0.0129	6.735x10 <sup>-3</sup>	0.296
(R <sub>1</sub> R <sub>2</sub> R <sub>3</sub> NH) <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	300,34	25.42	0.0846	4.143x10 <sup>-4</sup>	3.169x10 <sup>-5</sup>	0.001
R <sub>1</sub> R <sub>2</sub> R <sub>3</sub> NH-HCO <sub>3</sub>	181,1	3.59	0.0198	5.85x10 <sup>-5</sup>	7.416x10 <sup>-6</sup>	0.001
CH <sub>4</sub>	16	6x10 <sup>-1</sup>	0.0375	9.778x10 <sup>-6</sup>	1.405x10 <sup>-5</sup>	2.248x10 <sup>-4</sup>
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30	1,5	0.05	2.444x10 <sup>-5</sup>	1.873x10 <sup>-5</sup>	5.619x10 <sup>-4</sup>
N <sub>2</sub>	28	6x10 <sup>-1</sup>	0.0214	9.778x10 <sup>-6</sup>	8.017x10 <sup>-6</sup>	2.245x10 <sup>-4</sup>
Somme	/	61362.71	2669.344	1	1	22,979

**Le taux d'absorption :**

$$\rho = (G_{CO_2}^{abs}/G_{CO_2}) \times 100$$

$$\rho = 95.39 \%$$

## ***VI. MODÉLISATION***

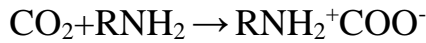
**VI.1. Modélisation et interprétation du procédé d'absorption par la MEA :**

La solution du monoéthanolamine est un important solvant pour les procédés d'absorption du CO<sub>2</sub>, avec lequel elle réagit rapidement.

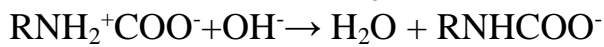
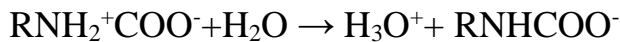
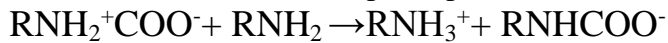
Le CO<sub>2</sub> est un acide de Lewis comportant deux doublets électroniques libres, et qui réagit avec les alcanolamines à une vitesse finie avec des mécanismes réactionnels variables suivant le degré de substitution ou d'encombrement stérique de l'azote de l'amine. Les réactions entre le CO<sub>2</sub> et la solution du MEA sont décrit par la littérature par deux mécanismes :

Le mécanisme nommé « ZWITTERION » introduit par Dankwert et le mécanisme thermomoléculaire décrit par Crooks et Donnellon.

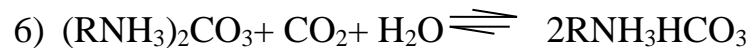
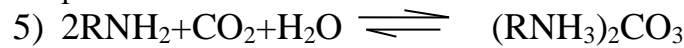
D'après le premier mécanisme il y a d'abord une formation zwitterion



Et une formation carbamate par déprotonation



Pour le model cinétique et thermodynamique d'absorption de  $\text{CO}_2$  par la MEA réalisé par le logiciel MATLAB on s'est basé sur les réactions chimiques décrites au dessous afin de déterminer le taux d'absorption.



On fixe la température et la pression dans la colonne et on détermine les constantes d'équilibre chimique  $K_1$  et  $K_2$  qui sont fonctions de la variation de l'énergie de Gibbs.

$$\log K_i = \frac{\Delta G_j^\circ}{2.3RT}$$

L'énergie de Gibbs est à son tour fonction de la variation d'enthalpie et d'entropie.

$$\Delta G_j^\circ = \Delta H_j^\circ - T\Delta S_j^\circ$$

Une fois les constantes d'équilibres trouvées on détermine les quantités transformées suivant les deux réactions, et enfin on détermine le taux d'absorption suivant le programme ci-joint.

Ce même travail a été effectué par les solutions de DEA et la MDEA. Les taux d'absorptions pour les mêmes conditions de pressions, sont indiqués ci-dessous.

**Tableau 30 :** les taux d'absorptions de  $\text{CO}_2$  par les trois solvants (MEA, DEA, MDEA)

Solutions	Quantité (Kg/h)	$\rho$ (%)
MEA	28904.37	95.08
DEA	45813.09	95.29
MDEA	60605.08	95.40

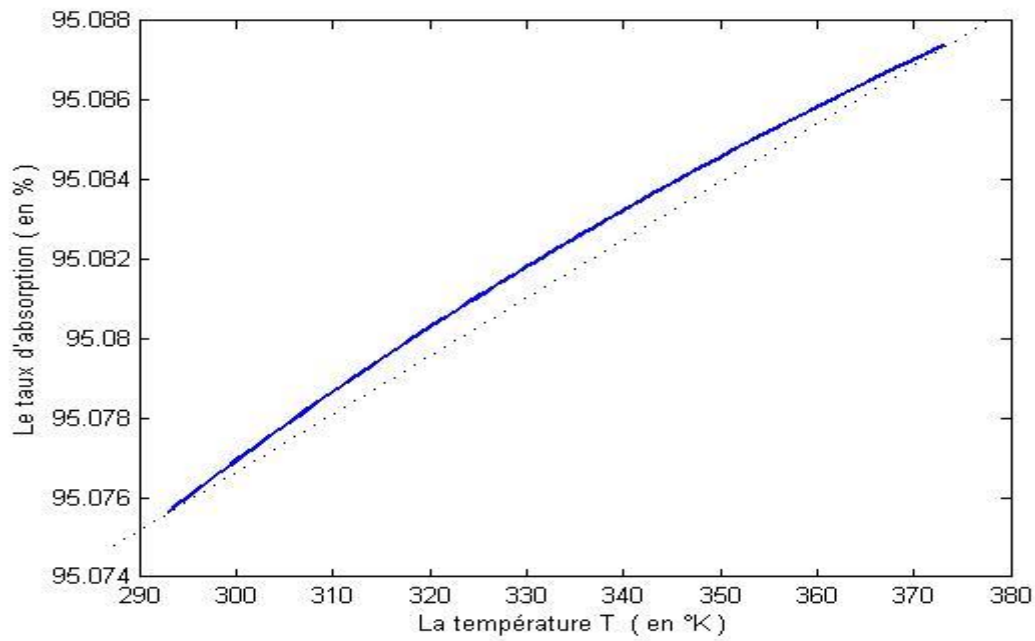
Les résultats obtenus par les calculs technologiques et cinétiques ont montré que le taux d'absorption de  $\text{CO}_2$  égale à 95%, ce taux est obtenu pour différents quantités de solvants utilisés. La solution du MEA est la plus efficace, par ce que pour avoir le même taux d'absorption de  $\text{CO}_2$ , il faut utiliser 1.58 fois de quantité de DEA ou 2.09 fois de quantité de MDEA plus grande que celle du MEA.

La simulation par MATLAB a montré que le taux d'absorption de  $\text{CO}_2$  en fonction de la température (**figure11**) augmente légèrement de l'ordre à peu près de 0.013%. Théoriquement parlant, c'est le phénomène inverse qui se produit, mais ceci s'explique par le fait que la dissolution de  $\text{CO}_2$  nécessite une certaine température.

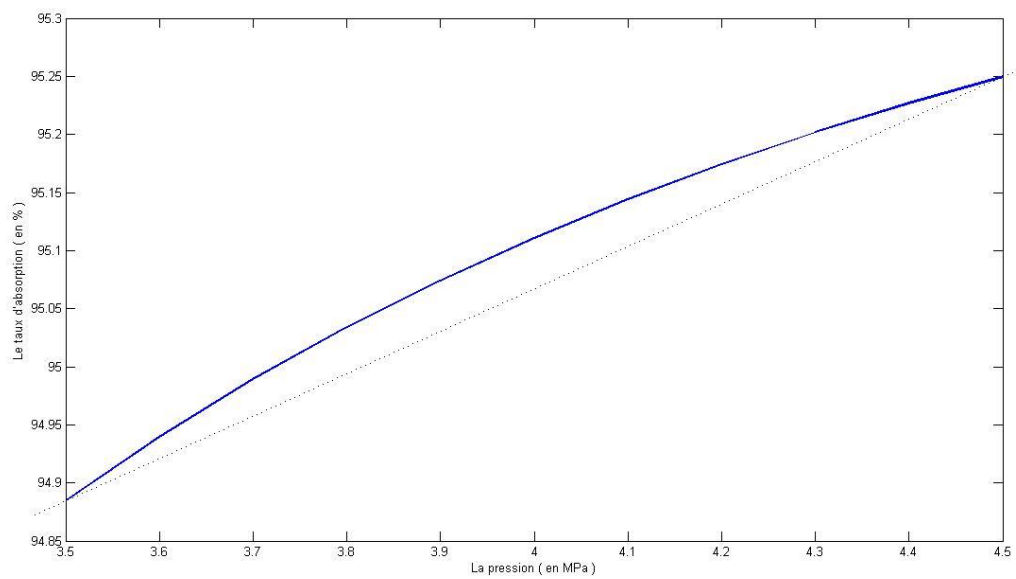
En ce qui concerne la **figure12**, elle montre la variation du taux d'absorption en fonction de la pression. L'augmentation de cette dernière fait augmenter le taux d'absorption de 0.36%. Ceci concorde, bien que d'une façon légère avec le principe de le Chatelier qui dit que l'augmentation de la pression fait déplacer l'équilibre dans le sens de la diminution du volume.

En conclusion, on peut dire que pour l'élimination de  $\text{CO}_2$  du gaz naturel, l'utilisation de la solution de MEA comme solvant est le meilleur choix par rapport aux autres solutions de DEA et MDEA.

**Figure 11.** Courbe de la variation du taux d'absorption en fonction de la température



**Figure 12.** Courbe de la variation du taux d'absorption en fonction de la pression



Programme principal:

```
clear all
```

```

T = 293:1:373;
for i = 1:length(T)
    P = 3.92
    R = 8.315;
    dH1 = 286.024;
    dH2 = -279.834;
    dS1 = -336.93e-3;
    dS2 = -206.257e-3;
    dG1 = dH1-T(i)*dS1;
    dG2 = dH2-T(i)*dS2;
    K1 = 10^(-dG1/(2.3*R*T(i)));
    K2 = 10^(-(dG2)/(2.3*R*T(i)));
    x1 = bisect(1,P,K1,1e-7,0.5);
    x2 = bisect(2,P,K2,1.0e-7,0.5);
    %
=====
=====
    GCO2 = 829.35;
    MCO2 = 44;
    NCO2 = 18.85;
    GCO2R1 = x1*NCO2*MCO2
    MRNH2 = 61.1;
    GRNH2R1 = 2*x1*NCO2*MRNH2
    MH2O = 18;
    GH2OR1 = x1*NCO2*MH2O
    MRNH32CO3 = 184;
    GRNH32CO3R1 = x1*NCO2*MRNH32CO3
    NRNH32CO3 = GRNH32CO3R1/MRNH32CO3
    % Après la première réaction, dans l'absorbant
saturé, il restera :
    % On note par GiAS1: quantité de « i »
constituants qui restera dans
    % l'absorbant riche.
    GCO2VC = 829.35;
    GCO2AS1 = GCO2VC - GCO2R1
    GRNH2AP = 4335.655;
    GRNH2AS1 = GRNH2AP - GRNH2R1
    GH2OAP = 24565.824;
    GH2OAS1 = GH2OAP - GH2OR1
    % Détermination de la quantité de 2RNH3HCO3
d'après la deuxième réaction :
    % D'après cette réaction la quantité réagissante
:
    % GiR2 : Quantité réagissante de « i »
constituants.

```

```

GRNH32CO3R2 = x2*NRNH32CO3*MRNH32CO3
GCO2R2 = x2*NRNH32CO3*MCO2
GH2OR2 = x2*NRNH32CO3*MH2O
MRNH3HCO3 = 123;
GRNH3HCO3R2 = 2*x2*NRNH32CO3* MRNH3HCO3
% La quantité de CO2 restante dans l'absorbant
saturé :
GCO2S = GCO2AS1 - GCO2R2
% En tenant compte de la quantité de CO2 entrante
avec l'absorbant et
% sortant avec le gaz pauvre :
GCO2AP = 2.89;
GCO2E = 39.54;
GCO2abs = GCO2S + GCO2AP - GCO2E
% Après les deux premières réactions, il va rester
les quantités suivantes:
GRNH32CO3AS2 = GRNH32CO3R1 - GRNH32CO3R2
GH2OAS2 = GH2OAS1 - GH2OR2
taux(i) = GCO2abs/GCO2*100;
end
plot(PP,taux)

```

### Les sous programmes :

```

function rac = bisect(coe,P,K,x1,x2)
% Chercher par la méthode bisection une valeur de x
pour laquelle f(x) = 0
% Entrée : x1,x2 = les deux valeurs limites de
l'intervalle qui contient la %racine. tol = tolerance
d'erreur (default est 1.0e4*eps).
% sortie: rac = racine de f(x)
tol = 1.0e-4*eps;
if coe == 1;
    ff1 = f1(P,K,x1);
    if ff1 == 0.0; rac = x1; return; end
    ff2 = f1(P,K,x2);
    if ff2 == 0.0; rac = x2; return; end
    if ff1*ff2 > 0;
        fprintf('La racine n'est pas comprise entre
(x1,x2) ')
    end
    n = ceil(log(abs(x2 - x1)/tol)/log(2.0));
    for i = 1:n
        x3 = 0.5*(x1 + x2);

```

```

    f3 = f1(P,K,x3);
    if(abs(f3) > abs(ff1)) & (abs(f3) > abs(ff2))
        rac = NaN; return
    end
    if f3 == 0.0
        rac = x3; return
    end
    if ff2*f3 < 0.0
        x1 = x3; ff1 = f3;
    else
        x2 = x3; ff2 = f3;
    end
end
rac = (x1 + x2)/2;
else
    ff1 = f2(P,K,x1);
    if ff1 == 0.0; rac = x1; return; end
    ff2 = f2(P,K,x2);
    if ff2 == 0.0; rac = x2; return; end
    if ff1*ff2 > 0;
        fprintf('La racine n''est pas comprise entre
(x1,x2) ')
    end
    n = ceil(log(abs(x2 - x1)/tol)/log(2.0));
    for i = 1:n
        x3 = 0.5*(x1 + x2);
        f3 = f2(P,K,x3);
        if(abs(f3) > abs(ff1)) & (abs(f3) > abs(ff2))
            rac = NaN; return
        end
        if f3 == 0.0
            rac = x3; return
        end
        if ff2*f3 < 0.0
            x1 = x3; ff1 = f3;
        else
            x2 = x3; ff2 = f3;
        end
    end
    rac = (x1 + x2)/2;
end

```

Les fonctions:

```
function vf = f1(P,K1,x)
```

```
vf = ((2-2*x)^2*(1-x)^2/x) * ((4-3*x)/(P * 10.2))^3 -  
K1;
```

```
function vf = f2(P,K2,x)  
vf =(1-x)^3/(4*x^2)*(3-x)/(P* 10.2) - K2;
```

### Les différentes valeurs obtenues des quantités transformées:

```
T = 331  
P = 3.9200000000000000  
GCO2R1 = 3.731721760512173  
GRNH2R1 = 10.364009071240625  
GH2OR1 = 1.526613447482253  
GRNH32CO3R1 = 15.605381907596360  
NRNH32CO3 = 0.084811858193458  
GCO2AS1 = 8.256182782394878e+002  
GRNH2AS1 = 4.325290990928759e+003  
GH2OAS1 = 2.456429738655252e+004  
GRNH32CO3R2 = 1.698481188089757  
GCO2R2 = 0.406158544977985  
GH2OR2 = 0.166155768400085  
GRNH3HCO3R2 = 2.270795501467827  
GCO2S = 8.252121196945099e+002  
GCO2abs = 7.885621196945099e+002  
GRNH32CO3AS2 = 13.906900719506604  
GH2OAS2 = 2.456413123078412e+004
```

## **CONCLUSION ET RECOMMANDATION :**

*Le procédé de décarbonatation du gaz naturel est l'un des procédés les plus importants dans la section d'épuration du gaz naturel car ce dernier doit être liquéfié et transporté.*

*Le calcul technologique, cinétique et la modélisation de ce procédé s'avère une opération nécessaire, qui nous permet d'un côté de choisir le meilleur solvant pour l'absorption de CO<sub>2</sub> et la maîtrise des paramètres de fonctionnement du procédé tel que température, pression et qualité du solvant pour l'obtention d'un gaz naturel le plus possible.*

*Dans notre cas, la solution du MEA par rapport à celle de DEA et MDEA est de loin le meilleur solvant qui doit être utilisé pour obtenir un taux d'absorption de CO<sub>2</sub> voulu, car les deux derniers doivent être utilisés en très grande quantité pour obtenir ce taux, ce qui mène à une grande dépense d'énergie pour le refroidissement du solvant à l'entrée du désorbeur.*

*Les résultats obtenus concordent d'une façon exacte avec ceux de l'industrie. Notre calcul s'avère une base pour la simulation et l'optimisation du procédé de décarbonatation du gaz naturel de l'unité GNL d'Arzew.*

*Nous préconisons d'essayer encore d'autres solvants qui seront susceptibles non seulement d'éliminer simultanément le CO<sub>2</sub> et le H<sub>2</sub>S du gaz naturel, si ce dernier contiendra un jour (découverte) ces deux constituants. Il faut aussi revoir le nombre de réfrigérants intermédiaires pour préface à l'exothermicité des*

*réactions, qui est un phénomène néfaste pour l'absorption. De faire des études sur des colonnes de différents plateaux et de garnissage pour comparer les différents taux d'absorption.*

*Enfin pour maîtriser complètement ce procédé il faut faire un model se basant non seulement sur la cinétique des réactions mais aussi sur le transfert de quantité de mouvement et le transfert de masse entre les phases.*

## ***RÉFÉRENCES BIBLIOGRAPHIQUES***

- [1]. International energy agency statistics, natural gas information, p11, 2007.
- [2]. Arthur J. Kidna, William R. Parri, Fundamentals of Natural Gas Processing, mechanical engineering, A Series of Textbooks and Reference Books, p1, 4, 5, 6, 94, 105, 2006.
- [3]. Saeid Mokhatab, William A. Poe, James G. Speight, handbook of natural gas transmission and processing, p 02, 04, 2006.
- [4]. Pierre Petit, Technique de l'ingénieur, J3600, J3601.
- [5]. A. Barreau, E. Blanchon le Bouhelec, K.N. Habchi Tounsi, P. Mougin and F. Lecomte, Absorption of H<sub>2</sub>S and CO<sub>2</sub> in Alkanolamine Aqueous Solution: Experimental Data and Modelling with the Electrolyte-NRTL Model, Oil & Gas Science and Technology – Rev. IFP, No. 3, pp. 345-361, Vol. 61 (2006).
- [6]. E. Blanchon Le Bouhelec-Tribouillois, P. Mougin, A. Barreau, I. Brunella, D. Le Roux and R. Solimando, Simultaneous Solubilities of CO<sub>2</sub> and H<sub>2</sub>S in Diethanolamine Aqueous Solution, Oil & Gas Science and Technology – Rev. IFP, No. 3, pp. 363-372, Vol. 63 (2008).
- [7]. IEA statistics, international energy agency, natural gas information, 2007 with 2006 data.
- [8]. Energy Information Administration, U.S. Department of Energy, International Energy Annual 2003 2005, 2005c, Retrieved June 2005.
- [09]. James E. Gallagher Houston, natural gas measurement handbook p19, Texas, 2006.
- [10]. Rojey, A., Jaffret, C., Cornot-Gandolph, S., Durand, B., Jullin, S., and Valais, M., "Natural Gas Production, Processing, Transport," Editions Technip, Paris, France (1997).

- [11]. Dr. Boyun Guo and D. Ali Ghalambor, Natural Gas Engineering Handbook, University of Louisiana at Lafayette, chap1, p 1, 2005.
- [12]. Dr. Ulrich Daiminger, Dr. Waldemar Lind, adsorption processes for natural gas treatment technology update Engelhard Corp, p1, 2004.
- [13]. Engineering Data Book, 12th ed., Sec. 2, Product Specifications, Gas Processors Supply Association, Tulsa, OK, 2004a.
- [14]. Goar, B.G. Selective gas treating produces better Claus feeds. Oil Gas J.78, 18, 239, 1980.
- [15]. Renaud CADOURS, thèse : absorption desorption de gaz acides par des solutions aqueuses d'amines, Ecole Des Mines de Paris Collège doctoral , 1998.
- [16]. Meissner R.E.III and Ulrich Wagner, « low-energy process CO<sub>2</sub> », oil and gas journal, 55-58 (1983).
- [17]. Gray, P., Radioactive materials could pose problems for the gas industry, Oil and Gas J., 88 (26) 45, 1990.
- [18]. Frank G. Kerry, industrial gas handbook gas separation and purification, by Taylor & Francis Group, LLC, 2007.
- [19]. Traconis, B., Mierez, Y.D., and Jimenez, A., Mercury Removal Systems at Santa Barbara, Extraction Plant in Proceedings of the Seventy-Fifth Annual Convention of the Gas Processors Association, Tulsa, OK, 123, 1996.
- [20]. Smith, J.M., Van Ness, H.C., and Abbott, M.M., Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics, 6th ed., McGraw-Hill, New York, 2001.
- [21]. Austin.G.T, Shreve's Chemical Process Industries, 5th Edition, McGraw-Hill, New York, Chapter 6, 1984.
- [22]. Speight.J.G, The Chemistry and Technology of Petroleum, 3rd Edition, Marcel Dekker, New York. 1999.
- [23]. Cranmore. R.E, and Stanton, E. In: Modern Petroleum Technology. Volume 1: Upstream. R.A. Dawe (Editor). John Wiley & Sons, New York. Chapter 9-chapter 10, 2000.
- [24]. JAMES G. SPEIGHT, handbook of Petroleum Product Analysis, 2002, p 71, 72.
- [25]. Energy Information Administration, U.S. Department of Energy, 2004 United States Total 2002, Distribution of Wells by Production Rate Bracket, 2004b, Retrieved June 2005.
- [26]. Speight, J.G., "Gas Processing: Environmental Aspects and Methods," Butterworth Heinemann, Oxford, England (1993).
- [27]. M. Baniadam, J. Fathikalajahi and M.R Rahimpour, Comparison of Separation Performance of a Structured Packed Column with a Tray-Type Column for H<sub>2</sub>S and CO<sub>2</sub>, Oil & Gas Science and Technology – Rev. IFP, Vol. 64 (2009), No. 2, pp. 179-190.
- [28]. J.M. Klinkenbijl, M.L. Dillon, E.C. Heyman. Gas pre-treatment and their impact on liquefaction processes. Shell International Oil Products, Research & Technology Center Amsterdam. Presented at GPA meeting 2nd March 1999.
- [29]. O. F. Dawodu and A. Meisen, J. Chem. Eng. Data, 39, 548 (1994).
- [30]. C.GÓMEZ, D.O.BORIO and N.S.SCHBIB, simulation of an industrial packed column for reactive absorption of CO<sub>2</sub>, Latin American Applied research 2003.
- [31]. Pintola T., Tontiwachwuthikul P. and Meisen A. "simulation of pilot plant and industrial CO<sub>2</sub>-MEA absorbers" gas separation & purification, 7, 1, 47-52(1993).
- [32]. Jenab, M. H., Abdi, M. A., Najibi, S. H., Vahidi, M. and Matin, Solubility of Carbon Dioxide in Aqueous Mixtures of N-Methyldiethanolamine + Piperazine + Sulfolane J. Chem. Eng. Data 50, 583-586, (2005).
- [33]. Salim MOKRAOUI, thèse : Mesures et Modélisation des Solubilités Mutuelles dans les Systèmes Aqueux Hydrocarbures – Alcanolamines, 2006.
- [34]. A. Rojey, B. Durand, C. Jaffrey, S. Jullian, M. Valais. Le gaz naturel ; Production Traitement Transport, Publications de l'Institut Français du Pétrole, Edition Technip, 1994.

- [35]. Bolland, CO<sub>2</sub> Capture Technologies-an Overview. The Second Trondheim Conference on CO<sub>2</sub> Capture, Transport and Storage, (2004).
- [36]. Wallace, D “Capture and Storage of CO<sub>2</sub> IEA [online]. November 2000. Available from <http://www.iea.org/textbase/papers/2000/capstor.pdf>. Accessed [23.04.08].
- [37]. Riemer, P., Audus, H. and A. Smith, “Carbon dioxide capture from power stations,” a report published by IEA Greenhouse Gas R&D Programme, Stoke Orchard, Cheltenham, UK, (1993).
- [38]. Audus, H. (2000). “Leading options for the capture of CO<sub>2</sub> at power stations,” presented at the Fifth International Conference on Greenhouse Gas Control Technologies, Cairns, Australia, August 2000.
- [39]. Rao, A. B. and Rubin, E. S. A Technical, Economic, and Environmental Assessment of Amine-Based CO<sub>2</sub> Capture Technology for Power Plant Greenhouse Gas Control Environ. Sci. Technol. 36, 4467-4475, Morgantown, West Virginia (2002).
- [40]. Echt, W.I., Dortmund, D.D., and Malino, H.M., Fundamentals of Membrane Technology for CO<sub>2</sub> Removal from Natural Gas, Proceedings of the Laurance Reid Gas Conditioning Conference, Norman, OK, 2002.
- [41]. Baker, R.W., Future directions of membrane gas separation technology, Ind. Eng. Chem. Res. 41, 1391, 2002.
- [42]. Mc Kee, R. L, Changela, M. K, and Reading, Hydro. Process, Vol. 70, No. 4, April, p. 63, 1991.
- [43]. Méthodes et appareils de l’industrie du pétrole, A.SKOBLO, I.TREGOUBOVA, N.EGOROV, éditions école supérieure Moscou, p 311-312, 1978.
- [44]. Arthur. Kohl and Richard Nielsen, gas purification, fifth edition, 1997.
- [45]. Jensen M., Musich M., Ruby J., Steadman E., Harju J., Carbon separation and capture, Plains CO<sub>2</sub> reduction (PCOR) Partnership, EERC-UND, juin 2005.
- [46]. Thambimuthu, K. and Davidson, Overview of CO<sub>2</sub> Capture. 7th International Conference on Greenhouse Gas Control Technologies, Vancouver, Canada, (2004).
- [47]. Eirik Falck da Silva, these: Computational Chemistry Study of Solvents for Carbon Dioxide Absorption Norwegian University 2005.
- [48]. Kazuya Goto, Hiromichi Okabe, Shinkichi Shimizu, Masami Onoda and Yuichi Fujioka, Evaluation Method of Novel Absorbents for CO<sub>2</sub> Capture, Research Institute of Innovative Technology for the Earth (RITE), Kizugawa-shi, Kyoto 619-0292 Japan 2009.
- [49]. W. I. Cho, Y. H. Na, D. K. Shin, K. K. Rhim and J.H. Cho, Journal of the Korean Institute of Gas, 10, 22 (2006).
- [50]. Bucklin R. W., Schendel R. L., Comparison of Fluor Solvent and Selexol Processes, Energy Progress 1884, 4, 3 (1984).
- [51]. Cathy DESCAMPS, thèse: étude de la capture du CO<sub>2</sub> par absorption physique dans les systèmes de production d’électricité basés sur la gazéification du charbon intégrée a un cycle combiné, Ecole des Mines de Paris 2004.
- [52]. C. Alie, L. backham, E. Croiset and P. L. Douglas, Energy Conversion and Management, 46, 475 (2005).
- [53]. Manuel opératoire “ décarbonatation GL1/Z ”.
- [54]. Savage D. W., Astarita G., Joshi S., Chemical absorption and desorption of carbon dioxide from hot carbonate solutions, Chemical Engineering Science, 1980, 35, 7, 1513-1522
- [55]. Engineering Data Book, 12th ed., Sec. 21, Hydrocarbon Treating, Gas Processors Supply Association, Tulsa, OK, 2004b.
- [56]. Y. F. Diao, X.Y. Zheng, B. S. He, C.H. Chen and X. C. Xu, Energy Conversion and Management, 45, 2283 (2004).
- [57]. Yeh A. C., Bai H., Comparison of ammonia and MonoEthanloAmine to reduce CO<sub>2</sub> greenhouse gas emmissions, The Science of the Total Environment, 1999, 228, 121-133.

- [58]. Seok Kim, Hyung-Taek Kim, ASPEN SIMULATION OF CO<sub>2</sub> ABSORPTION SYSTEM WITH VARIOUS AMINE SOLUTION, Dept. of Energy Studies, Ajou University Wonchondong San-5, Paldal-gu Suwon, Korea 442-749, 2004.
- [59]. Development of novel tertiary amine absorbents for CO<sub>2</sub> capture, Firoz Alam Chowdhury, Hiromichi Okabe, Shinkichi Shimizu, Masami Onoda and Yuichi Fujioka, Research Institute of Innovative Technology for the Earth (RITE), 9-2 Kizugawadai, Kizugawa-shi, Kyoto, Japan, 2009 Elsevier Ltd. All rights reserved.
- [60]. P.W.J. Derks, T. Kleingeld, C. van Aken, J.A. Hogendoorn, G.F. Versteeg, Kinetics of absorption of carbon dioxide in aqueous piperazine solutions, Department of Science and Technology, University of Twente, P.O. Box 217, 7500 AE Enschede, The Netherlands, 2006.
- [61]. Foster Wheeler Corp., Amine Design Manual (1999).
- [62]. Byung Don Lee : Pusan National University, Jangjeong-dong, Dong Min Kim : Hongik University, Jungho Cho : Budaedong, Cheonan, and Sang Wook Park, A comparative study on the carbon dioxide capture power between 30 wt% 2-amino-2-methyl-1-propanol and 30 wt% methyldiethanol amine aqueous solutions, Korea 2008.
- [63]. A. Chakma, A. K. Mehrotra, and B. Nielsen. Comparison of chemical solvents for mitigating CO<sub>2</sub> emissions from coal-fired power plants. *Heat Recovery Systems and CHP*, 15(2):231–240, 1995.
- [64]. Charpentier, J. C., Lavage des gaz par un solvant sélectif. *Conception des laveurs*, *Pollution Atmosphérique*, 66, 109-124 (1975).
- [65]. Roustan M, Transferts Gaz-Liquide dans les Procédés de traitement des eaux et des effluents gazeux, Edition Tec&Doc (2003).
- [66]. Gholamreza Zahedi « Universiti Teknologi Malaysia, UTM Skudai, 81310 Johor Bahru, Johor, Malaysia », Saeideh Amraei « Chemical Engineering, Department, Razi University, Iran, and Mazda Biglari « Ryerson University, Toronto, Ontario, Canada », Simulation and optimization of ethanol amine production plant, 2009.
- [67]. M. I. Zaretskii, V. V. Rusak, and E. M. Chartov, Extraction with Monoethanolamine: A Review, Zelinskii Institute of Organic Chemistry, Russian Academy of Sciences, Moscow 2008.
- [68]. 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.
- [69]. N. Dave, T. Do, G. Puxty, R. Rowland, P.H.M. Feron and M. I. Attalla, CO<sub>2</sub> capture by aqueous amines and aqueous ammonia A Comparison, 2009.
- [70]. K. Weissermel, H.-J. Arpe, C. R. Lindley and S. Hawkins, Oxidation products of ethylene, *Industrial Organic Chemistry*, Wiley-VCH, 159 (2003).
- [71]. Ko Jiun-Jie and Li Meng-Hui <<Kinetics of absorption of carbon dioxide solutions of N-methyldiethanolamine+water>>, *chem. Eng. Sci.*, 55, 4139-4147 (2000).
- [72]. K.F. Butwell, D.J. Kuber, P.W. Sigmund. Alkanolamine treating. *Hydrocarbon processing*, March 1982, 108-116.
- [73]. J.L. Jenkins, R. Haws. Understanding gas treating fundamentals. *Refining*; reprinted from *PTQ* winter 2001-2 issues.
- [74]. B.Hawrylac, Thermodynamics of aqueous methyldiethanolamine an methyldiethanolammonium chloride over a wide range of temperature and pressure: Apparent molar volumes, heat capacities, compressibilities, and excess molar heat capacities. PhD Thesis, Departement of chemistry, University of Newfoundland. 1999.
- [75]. T.E. Daubert, R.P. Danner, H.M. Sibel, C. C. Stebbins. Physical and thermodynamic properties of pure chemicals. *Data Compilation*, Taylor & Francis, Washington, D.C. 1997.
- [76]. Solvent selection for carbon dioxide absorption, Ugochukwu E. Aronu, Hallvard F. Svendsena, , Karl Anders Hoff, Olav Juliussenb, Department of Chemical Engineering,

- Norwegian University of Science and Technology, N-7491 Trondheim, Norway, SINTEF Materials and Chemistry, N-7465 Trondheim, Norway, Energy Procedia 2009.
- [77]. Veawab A, Tontiwachwuthikul P, Aroonwilas A and Chakma A, Greenhouse Gas Control Technologies, vol. 1, Eds. Gale J. and Kaya Y., Elsevier, Amsterdam, 2003.
- [78]. Hongyi Dang, Gary T. Rochelle, CO<sub>2</sub> Absorption Rate and Solubility in Monoethanolamine/Piperazine/Water, Austin, The University of Texas at Austin, 2001
- [79]. McCartney, D.G., private communication, 2005.
- [80]. A Simulation-Optimization Framework for Efficient CO<sub>2</sub> Capture Using Amine Absorption.
- [81]. Veroba, R. and Stewart, E., Fundamentals of Gas Sweetening, Proceedings of the Laurance Reid Gas Conditioning Conference, Norman, OK. 2003, 1.
- [82]. Jean-Marc G. Amann, Chakib Bouallou, A New Aqueous Solvent Based on a Blend of N-MethylDiEthanolAmine and TriEthylene TetraAmine for CO<sub>2</sub> Recovery in Post-Combustion: Kinetics Study, MINES ParisTech, CEP- Centre Énergétique et Procédés, CNRS FRE 2861, 2009.
- [83]. Lars Erik Øi, Aspen HYSYS Simulation of CO<sub>2</sub> Removal by Amine Absorption from a Gas Based Power Plant, Telemark University College, Norway, SIMS2007 Conference, Göteborg, October 30-31st 2007.
- [84]. S. P. Karlov, D. A. Kazenin, D. A. Baranov, A. V. Volkov, D. A. Polyandin, and A. V. Vyaz'min, Interphase Effects and Macrokinetics of Chemisorption in the Absorption of CO<sub>2</sub> by Aqueous Solutions of Alkalis and Amines, Moscow State University of Engineering Ecology, Moscow, Russia 2006.
- [85]. Versteeg, G. F., Van Dijck, L. A. J., Van Swaaij, On the Kinetics Between CO<sub>2</sub> and Alkanolamines Both in Aqueous and Non- Aqueous Solutions. An Overview, Chem. Eng. Comm. 144, 133-158, (1996).
- [86]. Engineering Data Book, 12th ed., Sec. 20, Dehydration, Gas Processors Supply Association, Tulsa, OK, 2004b.
- [87]. Amornvadee Veawab, Adisorn Aroonwilas, Amit Chakma, Paitoon Tontiwachwuthikul, Solvent Formulation for CO<sub>2</sub> Separation from Flue Gas Streams, Faculty of Engineering University of Regina Regina, SK., S4S 0A2, 2008.
- [88]. George S. Goff & Gary T Rochelle, oxidative degradation of monoethanolamine in CO<sub>2</sub> capture: O<sub>2</sub> Mass transfer, department of chemical engineering, Texas 2002.
- [89]. M. A. Abdi, M. M. Golkar and A. Meisen, Hydrocarbon Process. 80 (2001)102C – 102I.
- [90]. Bhurisa Thitakamol, Amornvadee Veawab\*, Adisorn Aroonwilas, Foaming in amine-based CO<sub>2</sub> capture process: experiment, modeling and simulation Faculty of Engineering, University of Regina, Saskatchewan S4S 0A2, Canada, Energy Procedia 1 (2009) 1381-1386.
- [91]. Kvamsdal, H. M., Maurstad, O., Jordal, K. and Bolland, Benchmark of gas-turbine cycles with CO<sub>2</sub> capture. 7th International Conference on Greenhouse Gas Control Technologies, Vancouver, Canada, (2004).
- [92]. Koeijer, G. and Solbraa, High Pressure Gas Sweetening with Amines for Reducing CO<sub>2</sub> Emissions. 7th International Conference on Greenhouse Gas Control Technologies, Vancouver, Canada, (2004).
- [93]. Dong-Hyeon Lee, Won-Joon Choi, Seung-Jae Moon, Soo-Ho Ha, Im-Gyung Kim and Kwang-Joong Oh, Characteristics of absorption and regeneration of carbon dioxide in aqueous 2-amino-2-methyl-1-propanol/ammonia solutions, 2007.
- [94]. Sung-Youl Park, Byoung-Moo Min, Jong-Sup Lee, Sung-Chan Nam, Keun-Hee Han and Ju-Soo Hyun, ABSORPTION CHARACTERISTIC OF CONTINUOUS CO<sub>2</sub> ABSORPTION PROCESS, Korea Institute of Energy Research, 2004.
- [95]. NIU ZhenQi, GUO YinCheng & LIN WenYi, Experimental studies on removal of carbon dioxide by aqueous ammonia fine spray, Department of Engineering Mechanics, School of Aerospace, Tsinghua University, Beijing 100084, China 2009.

- [96]. Timothy Greer, Almat Bedelbayev Jose Manual Igreja and João Fernando Pereira Gomes, Bernt Lie, A dynamic model for the de-absorption of carbon dioxide from Monoethanolamine solution, Telemark University College, Faculty of Technology Porsgrunn, Norway 2008.
- [97]. Simmonds M, Hurst P, Wilkinson M.B, Reddy S and Khambaty S, Amine Based CO<sub>2</sub> Capture from Gas Turbines, 2nd Annual Conference on Carbon Sequestration, Alexandria, USA, 2003.
- [98]: Jorge M Plaza, David Van Wagener, Gary T. Rochelle, Modeling CO<sub>2</sub> Capture with Aqueous Monoethanolamine, Energy Procedia 2009.
- [99]. Jason Davis and Gary Rochelle, Thermal degradation of monoethanolamine at stripper conditions, 2009.
- [100]: Raphael Idem, Don Gelowitz and Paitoon Tontiwachwuthikul Evaluation of the Performance of Various Amine Based Solvents in an Optimized Multipurpose Technology Development Pilot Plant, University of Regina, Regina, Saskatchewan, Canada S4S 0A2; 2009.
- [101]. M. Slater, E. West, and C. L. Mariz. Carbon dioxide capture from multiple flue gas sources. In J. Gale and Y. Kaya, editors, Greenhouse Gas Control Technologies: Proceedings of the 6th International Conference on Greenhouse Gas Control Technologies, volume 1, pages 103–107. Elsevier Science Ltd., October 2002.
- [102]. David J. Singh. Simulation of CO<sub>2</sub> capture strategies for an existing coal fired power plant - MEA scrubbing versus O<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub> recycle combustion. Master's thesis, University of Waterloo, 2001.
- [103]. David Singh, Eric Croiset, Peter L. Douglas, and Mark A. Douglas. Technoeconomic study of CO<sub>2</sub> capture from an existing coal-fired power plant: Mea scrubbing vs. O<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub> recycle combustion. Energy Conversion and Management, 44(19):3073–3091, November 2002.
- [104]. Erga, O. Juliussen, O. and Lidal, Carbon Dioxide Recovery by Means of Aqueous Amines Energy Convers. Mgmt. 36, 387-392, (1995).

## ***RÉFÉRENCES BIBLIOGRAPHIQUES***

- [1]. International energy agency statistics, natural gas information, p11, 2007.
- [2]. Arthur J. Kidna, William R. Parri, Fundamentals of Natural Gas Processing, mechanical engineering, A Series of Textbooks and Reference Books, p1, 4, 5, 6, 94, 105, 2006.
- [3]. Saeid Mokhatab, William A. Poe, James G. Speight, handbook of natural gas transmission and processing, p 02, 04, 2006.
- [4]. Pierre Petit, Technique de l'ingénieur, J3600, J3601.
- [5]. A. Barreau, E. Blanchon le Bouhelec, K.N. Habchi Tounsi, P. Mougin and F. Lecomte, Absorption of H<sub>2</sub>S and CO<sub>2</sub> in Alkanolamine Aqueous Solution: Experimental Data and Modelling with the Electrolyte-NRTL Model, Oil & Gas Science and Technology – Rev. IFP, No. 3, pp. 345-361, Vol. 61 (2006).
- [6]. E. Blanchon Le Bouhelec-Tribouillois, P. Mougin, A. Barreau, I. Brunella, D. Le Roux and R. Solimando, Simultaneous Solubilities of CO<sub>2</sub> and H<sub>2</sub>S in Diethanolamine Aqueous Solution, Oil & Gas Science and Technology – Rev. IFP, No. 3, pp. 363-372, Vol. 63 (2008).
- [7]. IEA statistics, international energy agency, natural gas information, 2007 with 2006 data.
- [8]. Energy Information Administration, U.S. Department of Energy, International Energy Annual 2003 2005, 2005c, Retrieved June 2005.
- [09]. James E. Gallagher Houston, natural gas measurement handbook p19, Texas, 2006.
- [10]. Rojey, A., Jaffret, C., Cornot-Gandolph, S., Durand, B., Jullin, S., and Valais, M., "Natural Gas Production, Processing, Transport," Editions Technip, Paris, France (1997).

- [11]. Dr. Boyun Guo and D. Ali Ghalambor, Natural Gas Engineering Handbook, University of Louisiana at Lafayette, chap1, p 1, 2005.
- [12]. Dr. Ulrich Daiminger, Dr. Waldemar Lind, adsorption processes for natural gas treatment technology update Engelhard Corp, p1, 2004.
- [13]. Engineering Data Book, 12th ed., Sec. 2, Product Specifications, Gas Processors Supply Association, Tulsa, OK, 2004a.
- [14]. Goar, B.G. Selective gas treating produces better Claus feeds. Oil Gas J.78, 18, 239, 1980.
- [15]. Renaud CADOURS, thèse : absorption desorption de gaz acides par des solutions aqueuses d'amines, Ecole Des Mines de Paris Collège doctoral , 1998.
- [16]. Meissner R.E.III and Ulrich Wagner, « low-energy process CO<sub>2</sub> », oil and gas journal, 55-58 (1983).
- [17]. Gray, P., Radioactive materials could pose problems for the gas industry, Oil and Gas J., 88 (26) 45, 1990.
- [18]. Frank G. Kerry, industrial gas handbook gas separation and purification, by Taylor & Francis Group, LLC, 2007.
- [19]. Traconis, B., Mierez, Y.D., and Jimenez, A., Mercury Removal Systems at Santa Barbara, Extraction Plant in Proceedings of the Seventy-Fifth Annual Convention of the Gas Processors Association, Tulsa, OK, 123, 1996.
- [20]. Smith, J.M., Van Ness, H.C., and Abbott, M.M., Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics, 6th ed., McGraw-Hill, New York, 2001.
- [21]. Austin.G.T, Shreve's Chemical Process Industries, 5th Edition, McGraw-Hill, New York, Chapter 6, 1984.
- [22]. Speight.J.G, The Chemistry and Technology of Petroleum, 3rd Edition, Marcel Dekker, New York. 1999.
- [23]. Cranmore. R.E, and Stanton, E. In: Modern Petroleum Technology. Volume 1: Upstream. R.A. Dawe (Editor). John Wiley & Sons, New York. Chapter 9-chapter 10, 2000.
- [24]. JAMES G. SPEIGHT, handbook of Petroleum Product Analysis, 2002, p 71, 72.
- [25]. Energy Information Administration, U.S. Department of Energy, 2004 United States Total 2002, Distribution of Wells by Production Rate Bracket, 2004b, Retrieved June 2005.
- [26]. Speight, J.G., "Gas Processing: Environmental Aspects and Methods," Butterworth Heinemann, Oxford, England (1993).
- [27]. M. Baniadam, J. Fathikalajahi and M.R Rahimpour, Comparison of Separation Performance of a Structured Packed Column with a Tray-Type Column for H<sub>2</sub>S and CO<sub>2</sub>, Oil & Gas Science and Technology – Rev. IFP, Vol. 64 (2009), No. 2, pp. 179-190.
- [28]. J.M. Klinkenbijl, M.L. Dillon, E.C. Heyman. Gas pre-treatment and their impact on liquefaction processes. Shell International Oil Products, Research & Technology Center Amsterdam. Presented at GPA meeting 2nd March 1999.
- [29]. O. F. Dawodu and A. Meisen, J. Chem. Eng. Data, 39, 548 (1994).
- [30]. C.GÓMEZ, D.O.BORIO and N.S.SCHBIB, simulation of an industrial packed column for reactive absorption of CO<sub>2</sub>, Latin American Applied research 2003.
- [31]. Pintola T., Tontiwachwuthikul P. and Meisen A. "simulation of pilot plant and industrial CO<sub>2</sub>-MEA absorbers" gas separation & purification, 7, 1, 47-52(1993).
- [32]. Jenab, M. H., Abdi, M. A., Najibi, S. H., Vahidi, M. and Matin, Solubility of Carbon Dioxide in Aqueous Mixtures of N-Methyldiethanolamine + Piperazine + Sulfolane J. Chem. Eng. Data 50, 583-586, (2005).
- [33]. Salim MOKRAOUI, thèse : Mesures et Modélisation des Solubilités Mutuelles dans les Systèmes Aqueux Hydrocarbures – Alcanolamines, 2006.
- [34]. A. Rojey, B. Durand, C. Jaffrey, S. Jullian, M. Valais. Le gaz naturel ; Production Traitement Transport, Publications de l'Institut Français du Pétrole, Edition Technip, 1994.

- [35]. Bolland, CO<sub>2</sub> Capture Technologies-an Overview. The Second Trondheim Conference on CO<sub>2</sub> Capture, Transport and Storage, (2004).
- [36]. Wallace, D “Capture and Storage of CO<sub>2</sub> IEA [online]. November 2000. Available from <http://www.iea.org/textbase/papers/2000/capstor.pdf>. Accessed [23.04.08].
- [37]. Riemer, P., Audus, H. and A. Smith, “Carbon dioxide capture from power stations,” a report published by IEA Greenhouse Gas R&D Programme, Stoke Orchard, Cheltenham, UK, (1993).
- [38]. Audus, H. (2000). “Leading options for the capture of CO<sub>2</sub> at power stations,” presented at the Fifth International Conference on Greenhouse Gas Control Technologies, Cairns, Australia, August 2000.
- [39]. Rao, A. B. and Rubin, E. S. A Technical, Economic, and Environmental Assessment of Amine-Based CO<sub>2</sub> Capture Technology for Power Plant Greenhouse Gas Control Environ. Sci. Technol. 36, 4467-4475, Morgantown, West Virginia (2002).
- [40]. Echt, W.I., Dortmund, D.D., and Malino, H.M., Fundamentals of Membrane Technology for CO<sub>2</sub> Removal from Natural Gas, Proceedings of the Laurance Reid Gas Conditioning Conference, Norman, OK, 2002.
- [41]. Baker, R.W., Future directions of membrane gas separation technology, Ind. Eng. Chem. Res. 41, 1391, 2002.
- [42]. Mc Kee, R. L, Changela, M. K, and Reading, Hydro. Process, Vol. 70, No. 4, April, p. 63, 1991.
- [43]. Méthodes et appareils de l’industrie du pétrole, A.SKOBLO, I.TREGOUBOVA, N.EGOROV, éditions école supérieure Moscou, p 311-312, 1978.
- [44]. Arthur. Kohl and Richard Nielsen, gas purification, fifth edition, 1997.
- [45]. Jensen M., Musich M., Ruby J., Steadman E., Harju J., Carbon separation and capture, Plains CO<sub>2</sub> reduction (PCOR) Partnership, EERC-UND, juin 2005.
- [46]. Thambimuthu, K. and Davidson, Overview of CO<sub>2</sub> Capture. 7th International Conference on Greenhouse Gas Control Technologies, Vancouver, Canada, (2004).
- [47]. Eirik Falck da Silva, these: Computational Chemistry Study of Solvents for Carbon Dioxide Absorption Norwegian University 2005.
- [48]. Kazuya Goto, Hiromichi Okabe, Shinkichi Shimizu, Masami Onoda and Yuichi Fujioka, Evaluation Method of Novel Absorbents for CO<sub>2</sub> Capture, Research Institute of Innovative Technology for the Earth (RITE), Kizugawa-shi, Kyoto 619-0292 Japan 2009.
- [49]. W. I. Cho, Y. H. Na, D. K. Shin, K. K. Rhim and J.H. Cho, Journal of the Korean Institute of Gas, 10, 22 (2006).
- [50]. Bucklin R. W., Schendel R. L., Comparison of Fluor Solvent and Selexol Processes, Energy Progress 1884, 4, 3 (1984).
- [51]. Cathy DESCAMPS, thèse: étude de la capture du CO<sub>2</sub> par absorption physique dans les systèmes de production d’électricité basés sur la gazéification du charbon intégrée a un cycle combiné, Ecole des Mines de Paris 2004.
- [52]. C. Alie, L. backham, E. Croiset and P. L. Douglas, Energy Conversion and Management, 46, 475 (2005).
- [53]. Manuel opératoire “ décarbonatation GL1/Z ”.
- [54]. Savage D. W., Astarita G., Joshi S., Chemical absorption and desorption of carbon dioxide from hot carbonate solutions, Chemical Engineering Science, 1980, 35, 7, 1513-1522
- [55]. Engineering Data Book, 12th ed., Sec. 21, Hydrocarbon Treating, Gas Processors Supply Association, Tulsa, OK, 2004b.
- [56]. Y. F. Diao, X.Y. Zheng, B. S. He, C.H. Chen and X. C. Xu, Energy Conversion and Management, 45, 2283 (2004).
- [57]. Yeh A. C., Bai H., Comparison of ammonia and MonoEthanloAmine to reduce CO<sub>2</sub> greenhouse gas emmissions, The Science of the Total Environment, 1999, 228, 121-133.

- [58]. Seok Kim, Hyung-Taek Kim, ASPEN SIMULATION OF CO<sub>2</sub> ABSORPTION SYSTEM WITH VARIOUS AMINE SOLUTION, Dept. of Energy Studies, Ajou University Wonchondong San-5, Paldal-gu Suwon, Korea 442-749, 2004.
- [59]. Development of novel tertiary amine absorbents for CO<sub>2</sub> capture, Firoz Alam Chowdhury, Hiromichi Okabe, Shinkichi Shimizu, Masami Onoda and Yuichi Fujioka, Research Institute of Innovative Technology for the Earth (RITE), 9-2 Kizugawadai, Kizugawa-shi, Kyoto, Japan, 2009 Elsevier Ltd. All rights reserved.
- [60]. P.W.J. Derks, T. Kleingeld, C. van Aken, J.A. Hogendoorn, G.F. Versteeg, Kinetics of absorption of carbon dioxide in aqueous piperazine solutions, Department of Science and Technology, University of Twente, P.O. Box 217, 7500 AE Enschede, The Netherlands, 2006.
- [61]. Foster Wheeler Corp., Amine Design Manual (1999).
- [62]. Byung Don Lee : Pusan National University, Jangjeong-dong, Dong Min Kim : Hongik University, Jungho Cho : Budaedong, Cheonan, and Sang Wook Park, A comparative study on the carbon dioxide capture power between 30 wt% 2-amino-2-methyl-1-propanol and 30 wt% methyldiethanol amine aqueous solutions, Korea 2008.
- [63]. A. Chakma, A. K. Mehrotra, and B. Nielsen. Comparison of chemical solvents for mitigating CO<sub>2</sub> emissions from coal-fired power plants. *Heat Recovery Systems and CHP*, 15(2):231–240, 1995.
- [64]. Charpentier, J. C., Lavage des gaz par un solvant sélectif. *Conception des laveurs*, *Pollution Atmosphérique*, 66, 109-124 (1975).
- [65]. Roustan M, Transferts Gaz-Liquide dans les Procédés de traitement des eaux et des effluents gazeux, Edition Tec&Doc (2003).
- [66]. Gholamreza Zahedi « Universiti Teknologi Malaysia, UTM Skudai, 81310 Johor Bahru, Johor, Malaysia », Saeideh Amraei « Chemical Engineering, Department, Razi University, Iran, and Mazda Biglari « Ryerson University, Toronto, Ontario, Canada », Simulation and optimization of ethanol amine production plant, 2009.
- [67]. M. I. Zaretskii, V. V. Rusak, and E. M. Chartov, Extraction with Monoethanolamine: A Review, Zelinskii Institute of Organic Chemistry, Russian Academy of Sciences, Moscow 2008.
- [68]. 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.
- [69]. N. Dave, T. Do, G. Puxty, R. Rowland, P.H.M. Feron and M. I. Attalla, CO<sub>2</sub> capture by aqueous amines and aqueous ammonia A Comparison, 2009.
- [70]. K. Weissermel, H.-J. Arpe, C. R. Lindley and S. Hawkins, Oxidation products of ethylene, *Industrial Organic Chemistry*, Wiley-VCH, 159 (2003).
- [71]. Ko Jiun-Jie and Li Meng-Hui <<Kinetics of absorption of carbon dioxide solutions of N-methyldiethanolamine+water>>, *chem. Eng. Sci.*, 55, 4139-4147 (2000).
- [72]. K.F. Butwell, D.J. Kuber, P.W. Sigmund. Alkanolamine treating. *Hydrocarbon processing*, March 1982, 108-116.
- [73]. J.L. Jenkins, R. Haws. Understanding gas treating fundamentals. *Refining*; reprinted from *PTQ* winter 2001-2 issues.
- [74]. B.Hawrylac, Thermodynamics of aqueous methyldiethanolamine and methyldiethanolammonium chloride over a wide range of temperature and pressure: Apparent molar volumes, heat capacities, compressibilities, and excess molar heat capacities. PhD Thesis, Department of chemistry, University of Newfoundland. 1999.
- [75]. T.E. Daubert, R.P. Danner, H.M. Sibel, C. C. Stebbins. Physical and thermodynamic properties of pure chemicals. *Data Compilation*, Taylor & Francis, Washington, D.C. 1997.
- [76]. Solvent selection for carbon dioxide absorption, Ugochukwu E. Aronu, Hallvard F. Svendsena, , Karl Anders Hoff, Olav Juliussenb, Department of Chemical Engineering,

- Norwegian University of Science and Technology, N-7491 Trondheim, Norway, SINTEF Materials and Chemistry, N-7465 Trondheim, Norway, Energy Procedia 2009.
- [77]. Veawab A, Tontiwachwuthikul P, Aroonwilas A and Chakma A, Greenhouse Gas Control Technologies, vol. 1, Eds. Gale J. and Kaya Y., Elsevier, Amsterdam, 2003.
- [78]. Hongyi Dang, Gary T. Rochelle, CO<sub>2</sub> Absorption Rate and Solubility in Monoethanolamine/Piperazine/Water, Austin, The University of Texas at Austin, 2001
- [79]. McCartney, D.G., private communication, 2005.
- [80]. A Simulation-Optimization Framework for Efficient CO<sub>2</sub> Capture Using Amine Absorption.
- [81]. Veroba, R. and Stewart, E., Fundamentals of Gas Sweetening, Proceedings of the Laurance Reid Gas Conditioning Conference, Norman, OK. 2003, 1.
- [82]. Jean-Marc G. Amann, Chakib Bouallou, A New Aqueous Solvent Based on a Blend of N-MethylDiEthanolAmine and TriEthylene TetraAmine for CO<sub>2</sub> Recovery in Post-Combustion: Kinetics Study, MINES ParisTech, CEP- Centre Énergétique et Procédés, CNRS FRE 2861, 2009.
- [83]. Lars Erik Øi, Aspen HYSYS Simulation of CO<sub>2</sub> Removal by Amine Absorption from a Gas Based Power Plant, Telemark University College, Norway, SIMS2007 Conference, Göteborg, October 30-31st 2007.
- [84]. S. P. Karlov, D. A. Kazenin, D. A. Baranov, A. V. Volkov, D. A. Polyinin, and A. V. Vyaz'min, Interphase Effects and Macrokinetics of Chemisorption in the Absorption of CO<sub>2</sub> by Aqueous Solutions of Alkalis and Amines, Moscow State University of Engineering Ecology, Moscow, Russia 2006.
- [85]. Versteeg, G. F., Van Dijck, L. A. J., Van Swaaij, On the Kinetics Between CO<sub>2</sub> and Alkanolamines Both in Aqueous and Non- Aqueous Solutions. An Overview, Chem. Eng. Comm. 144, 133-158, (1996).
- [86]. Engineering Data Book, 12th ed., Sec. 20, Dehydration, Gas Processors Supply Association, Tulsa, OK, 2004b.
- [87]. Amornvadee Veawab, Adisorn Aroonwilas, Amit Chakma, Paitoon Tontiwachwuthikul, Solvent Formulation for CO<sub>2</sub> Separation from Flue Gas Streams, Faculty of Engineering University of Regina Regina, SK., S4S 0A2, 2008.
- [88]. George S. Goff & Gary T Rochelle, oxidative degradation of monoethanolamine in CO<sub>2</sub> capture: O<sub>2</sub> Mass transfer, department of chemical engineering, Texas 2002.
- [89]. M. A. Abdi, M. M. Golkar and A. Meisen, Hydrocarbon Process. 80 (2001)102C – 102I.
- [90]. Bhurisa Thitakamol, Amornvadee Veawab\*, Adisorn Aroonwilas, Foaming in amine-based CO<sub>2</sub> capture process: experiment, modeling and simulation Faculty of Engineering, University of Regina, Saskatchewan S4S 0A2, Canada, Energy Procedia 1 (2009) 1381-1386.
- [91]. Kvamsdal, H. M., Maurstad, O., Jordal, K. and Bolland, Benchmark of gas-turbine cycles with CO<sub>2</sub> capture. 7th International Conference on Greenhouse Gas Control Technologies, Vancouver, Canada, (2004).
- [92]. Koeijer, G. and Solbraa, High Pressure Gas Sweetening with Amines for Reducing CO<sub>2</sub> Emissions. 7th International Conference on Greenhouse Gas Control Technologies, Vancouver, Canada, (2004).
- [93]. Dong-Hyeon Lee, Won-Joon Choi, Seung-Jae Moon, Soo-Ho Ha, Im-Gyung Kim and Kwang-Joong Oh, Characteristics of absorption and regeneration of carbon dioxide in aqueous 2-amino-2-methyl-1-propanol/ammonia solutions, 2007.
- [94]. Sung-Youl Park, Byoung-Moo Min, Jong-Sup Lee, Sung-Chan Nam, Keun-Hee Han and Ju-Soo Hyun, ABSORPTION CHARACTERISTIC OF CONTINUOUS CO<sub>2</sub> ABSORPTION PROCESS, Korea Institute of Energy Research, 2004.
- [95]. NIU ZhenQi, GUO YinCheng & LIN WenYi, Experimental studies on removal of carbon dioxide by aqueous ammonia fine spray, Department of Engineering Mechanics, School of Aerospace, Tsinghua University, Beijing 100084, China 2009.

- [96]. Timothy Greer, Almat Bedelbayev Jose Manual Igreja and João Fernando Pereira Gomes, Bernt Lie, A dynamic model for the de-absorption of carbon dioxide from Monoethanolamine solution, Telemark University College, Faculty of Technology Porsgrunn, Norway 2008.
- [97]. Simmonds M, Hurst P, Wilkinson M.B, Reddy S and Khambaty S, Amine Based CO<sub>2</sub> Capture from Gas Turbines, 2nd Annual Conference on Carbon Sequestration, Alexandria, USA, 2003.
- [98]: Jorge M Plaza, David Van Wagener, Gary T. Rochelle, Modeling CO<sub>2</sub> Capture with Aqueous Monoethanolamine, Energy Procedia 2009.
- [99]. Jason Davis and Gary Rochelle, Thermal degradation of monoethanolamine at stripper conditions, 2009.
- [100]: Raphael Idem, Don Gelowitz and Paitoon Tontiwachwuthikul Evaluation of the Performance of Various Amine Based Solvents in an Optimized Multipurpose Technology Development Pilot Plant, University of Regina, Regina, Saskatchewan, Canada S4S 0A2; 2009.
- [101]. M. Slater, E. West, and C. L. Mariz. Carbon dioxide capture from multiple flue gas sources. In J. Gale and Y. Kaya, editors, Greenhouse Gas Control Technologies: Proceedings of the 6th International Conference on Greenhouse Gas Control Technologies, volume 1, pages 103–107. Elsevier Science Ltd., October 2002.
- [102]. David J. Singh. Simulation of CO<sub>2</sub> capture strategies for an existing coal fired power plant - MEA scrubbing versus O<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub> recycle combustion. Master's thesis, University of Waterloo, 2001.
- [103]. David Singh, Eric Croiset, Peter L. Douglas, and Mark A. Douglas. Technoeconomic study of CO<sub>2</sub> capture from an existing coal-fired power plant: Mea scrubbing vs. O<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub> recycle combustion. Energy Conversion and Management, 44(19):3073–3091, November 2002.
- [104]. Erga, O. Juliussen, O. and Lidal, Carbon Dioxide Recovery by Means of Aqueous Amines Energy Convers. Mgmt. 36, 387-392, (1995).

**Anneexe 1 : Courbe d'équilibre CO<sub>2</sub>-MEA**

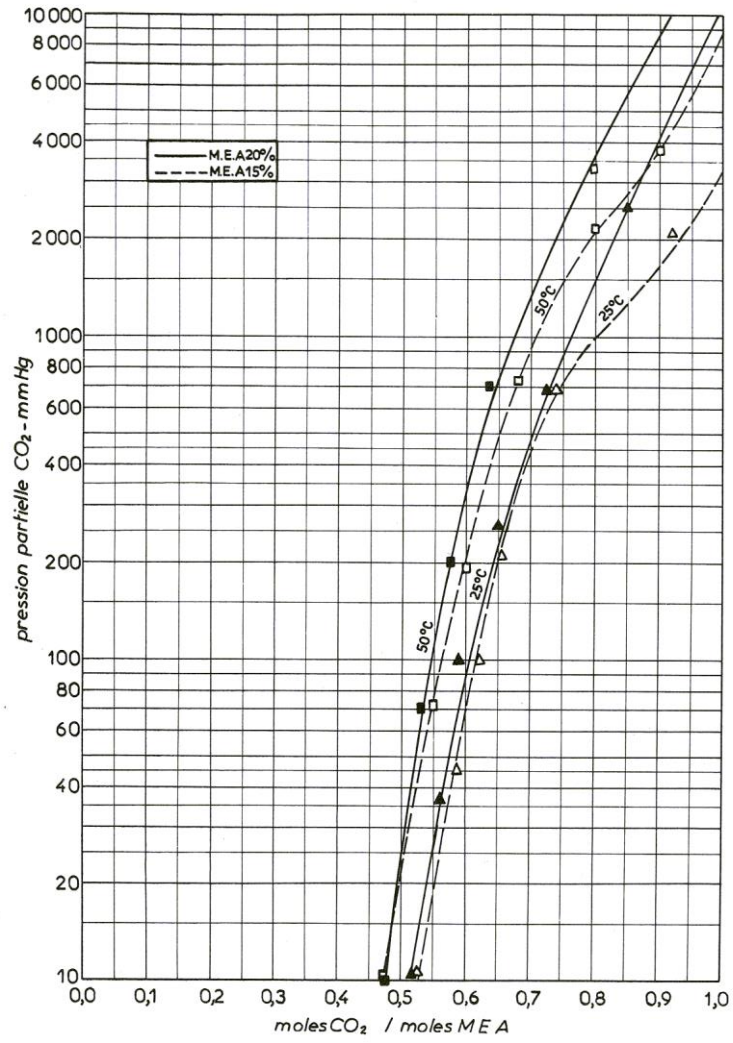


Fig. III.14.2. — Courbes d'équilibre CO<sub>2</sub>—M.E.A.

## Annexe 2 : Courbe d'équilibre CO<sub>2</sub>-DEA

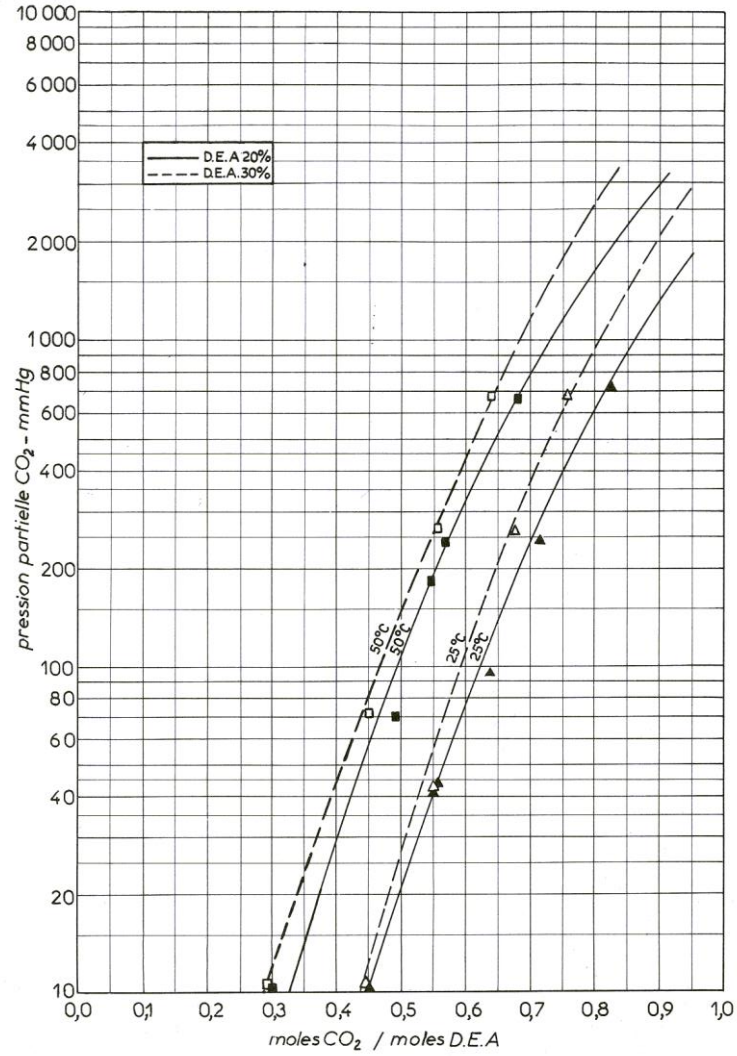
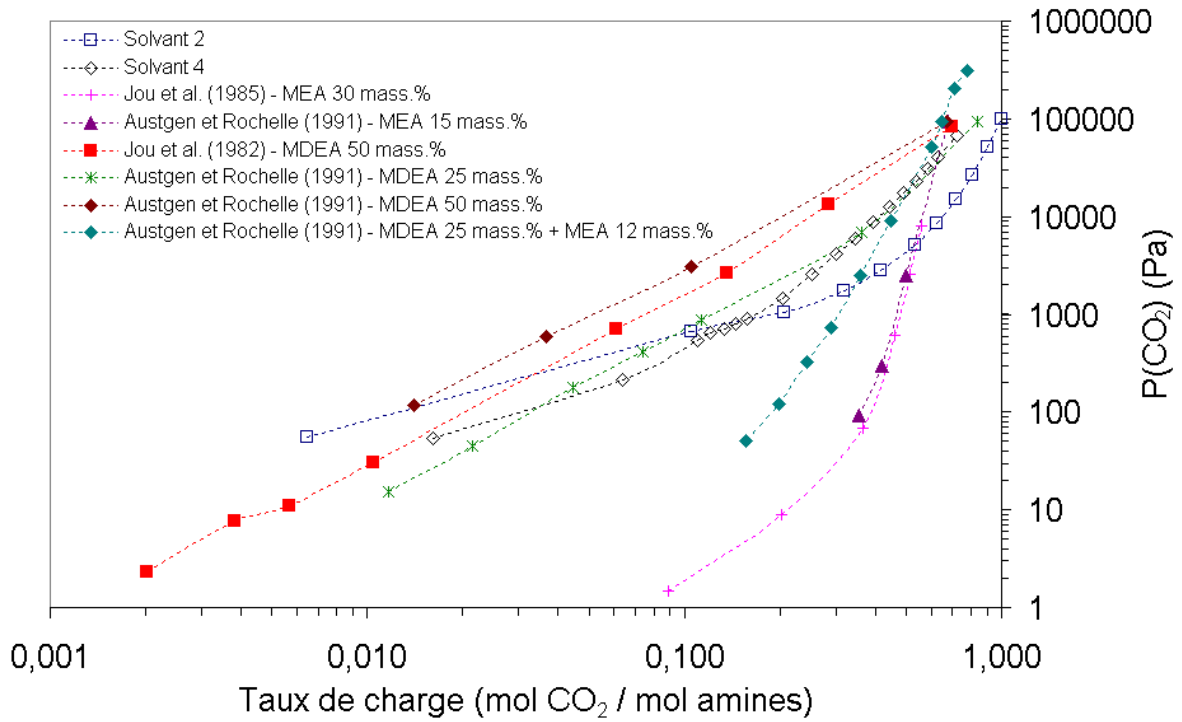
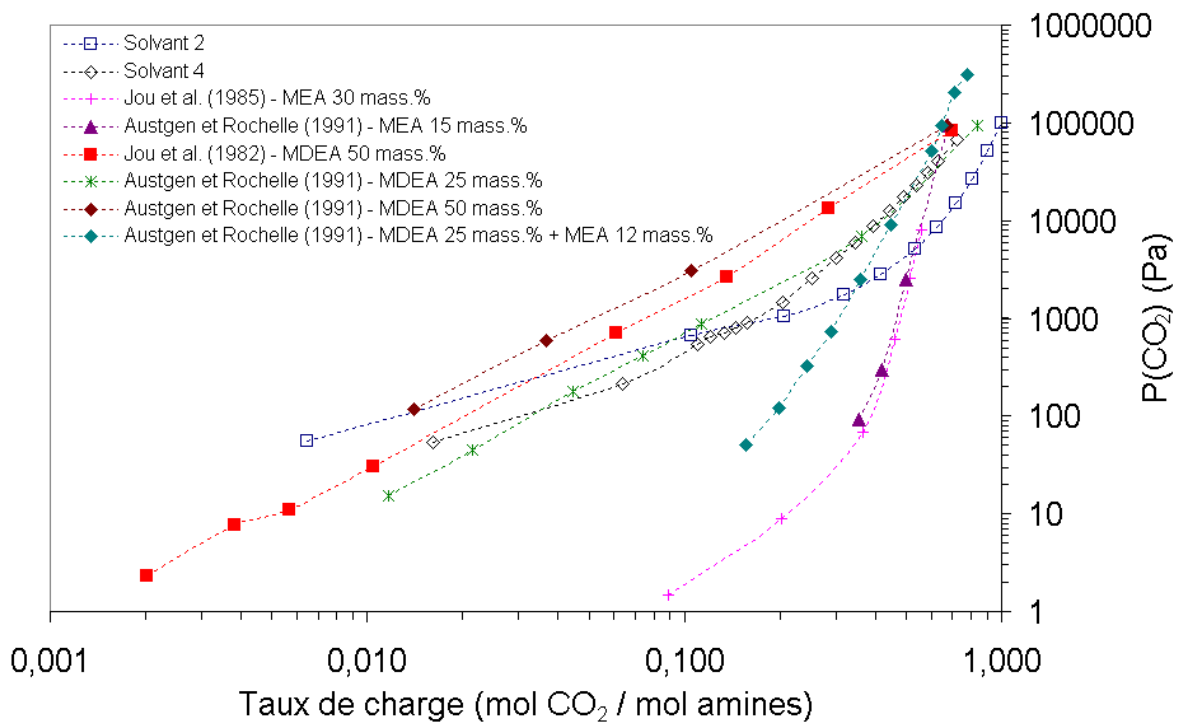


Fig. III.14.4. — Courbes d'équilibre CO<sub>2</sub>—D.E.A.

### Annexe 3 : Courbe d'équilibre CO<sub>2</sub>-MDEA



### Annexe 3 : Courbe d'équilibre CO<sub>2</sub>-MDEA



Annexe 4 : Chaleur spécifique des solutions de MEA et DEA

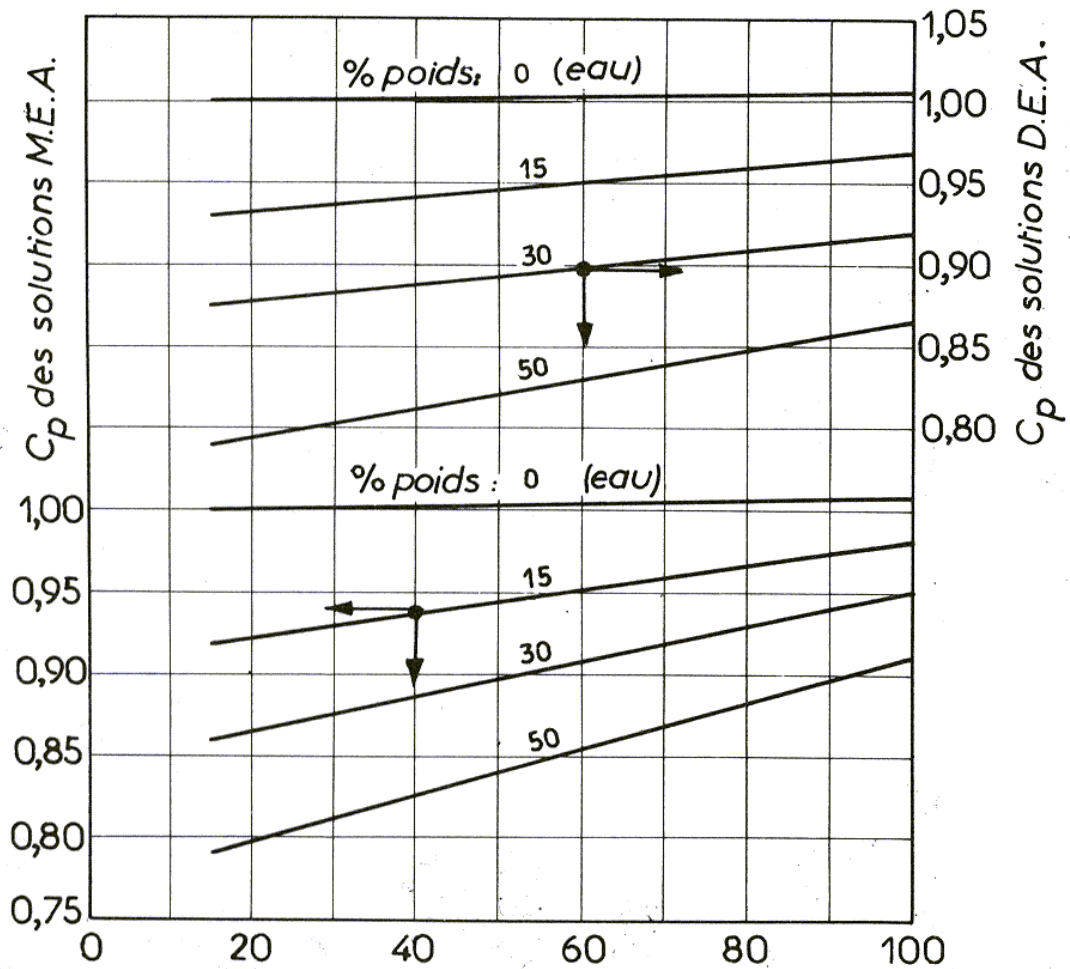


Fig. III.14.8. — Chaleurs spécifiques des solutions de M.E.A. et D.E.A. (Union Carbide Chemicals Co.).

ANNEXE 5 : valeurs de  $\Delta H^\circ$  et  $\Delta S^\circ$  des différents éléments :

Eléments,	$H^\circ$ (KJ/mole)	$S^\circ$ (J/moleK)
CO <sub>2</sub>	-393.768	213.777
H <sub>2</sub> O	-286.023	69.985
R <sub>1</sub> R <sub>2</sub> NH	-77.75	598.612
(R <sub>1</sub> R <sub>2</sub> NH <sub>2</sub> ) <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	-583.229	1267,283

$R_1R_2NH_2HCO_3$	-753.621	683,212
$R_1R_2NH$	-77.75	598.612
$(R_1R_2NH_2)_2CO_3$	-583.229	1267,283
$R_1R_2NH_2HCO_3$	-753.621	683,212
$R_1R_2R_3N$	-112,54	821,363
$(R_1R_2R_3NH)_2CO_3$	-613,319	643,116
$R_1R_2R_3NH-HCO_3$	-795,648	727,577

**Annexe 6 :**

**Variation du taux d'absorption du CO<sub>2</sub> en fonction de la température (solvant MEA)**

La température T ( en °K )	Le taux d'absorption ( en % )
293	95.075628676240370
294	95.075816971061016
295	95.076003921025759
296	95.076189540477884
297	95.076373843557647
298	95.076556844205783
299	95.076738556167072
300	95.076918992993740
301	95.077098168048764
302	95.077276094509273
303	95.077452785369687
304	95.077628253444871
305	95.077802511373221
306	95.077975571619774
307	95.078147446479065
308	95.078318148078026
309	95.078487688378942
310	95.078656079182082
311	95.078823332128607
312	95.078989458703049
313	95.079154470236105
314	95.079318377907057
315	95.079481192746414
316	95.079642925638325
317	95.079803587322928
318	95.079963188398892
319	95.080121739325534
320	95.080279250425264
321	95.080435731885729
322	95.080591193762032
323	95.080745645978865
324	95.080899098332623
325	95.081051560493506

326	95.081203042007445
327	95.081353552298182
328	95.081503100669210
329	95.081651696305599
330	95.081799348276036
331	95.081946065534439
332	95.082091856921991
333	95.082236731168720
334	95.082380696895385
335	95.082523762615082
336	95.082665936734969
337	95.082807227557879
338	95.082947643283958
339	95.083087192012201
340	95.083225881742109
341	95.083363720375033
342	95.083500715715871
343	95.083636875474440
344	95.083772207266875
345	95.083906718617101
346	95.084040416958231
347	95.084173309633925
348	95.084305403899734

**Variation du taux d'absorption du CO<sub>2</sub> en fonction de la pression**

La pression ( en	Le taux d'absorption ( en %
3.5000000000000000	94.884319338986458
3.6000000000000000	94.939558188699664
3.7000000000000000	94.989205448642551
3.8000000000000000	95.033938342831092
3.9000000000000000	95.074339937730528
4.0000000000000000	95.110913738339988
4.1000000000000000	95.144095816815351
4.2000000000000000	95.174264920355412
4.3000000000000000	95.201750919833231
4.4000000000000000	95.226841892289855
4.5000000000000000	95.249790075512252

**Annexe 6 :**

**Variation du taux d'absorption du CO<sub>2</sub> en fonction de la température (solvant MEA)**

La température T ( en °K )	Le taux d'absorption ( en % )
293	95.075628676240370
294	95.075816971061016
295	95.076003921025759
296	95.076189540477884
297	95.076373843557647
298	95.076556844205783
299	95.076738556167072

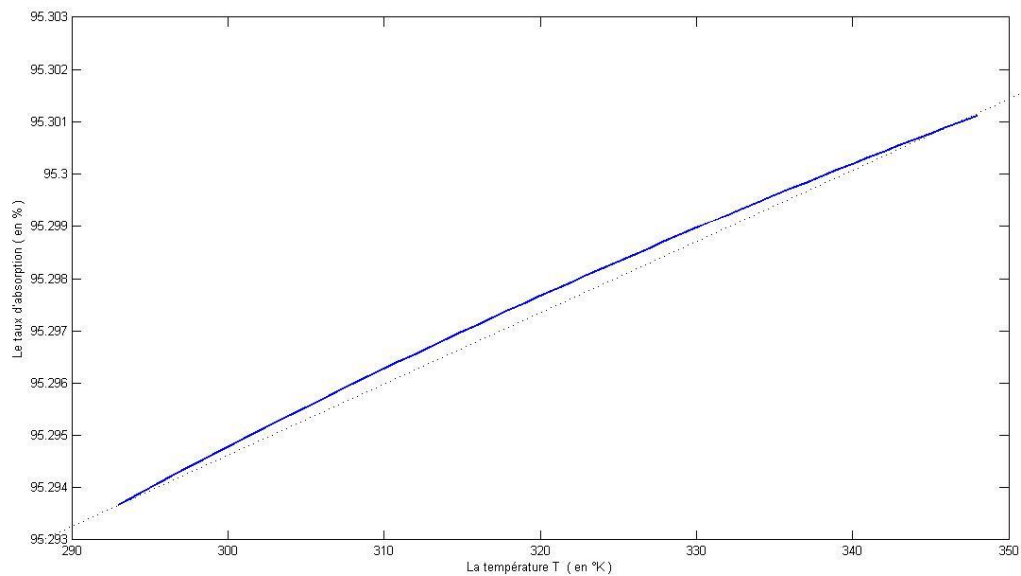
300	95.076918992993740
301	95.077098168048764
302	95.077276094509273
303	95.077452785369687
304	95.077628253444871
305	95.077802511373221
306	95.077975571619774
307	95.078147446479065
308	95.078318148078026
309	95.078487688378942
310	95.078656079182082
311	95.078823332128607
312	95.078989458703049
313	95.079154470236105
314	95.079318377907057
315	95.079481192746414
316	95.079642925638325
317	95.079803587322928
318	95.079963188398892
319	95.080121739325534
320	95.080279250425264
321	95.080435731885729
322	95.080591193762032
323	95.080745645978865
324	95.080899098332623
325	95.081051560493506
326	95.081203042007445
327	95.081353552298182
328	95.081503100669210
329	95.081651696305599
330	95.081799348276036
331	95.081946065534439
332	95.082091856921991
333	95.082236731168720
334	95.082380696895385
335	95.082523762615082
336	95.082665936734969
337	95.082807227557879
338	95.082947643283958
339	95.083087192012201
340	95.083225881742109
341	95.083363720375033
342	95.083500715715871
343	95.083636875474440
344	95.083772207266875
345	95.083906718617101
346	95.084040416958231
347	95.084173309633925
348	95.084305403899734

### Variation du taux d'absorption du CO<sub>2</sub> en fonction de la pression

La pression ( en	Le taux d'absorption ( en %
3.5000000000000000	94.884319338986458
3.6000000000000000	94.939558188699664
3.7000000000000000	94.989205448642551
3.8000000000000000	95.033938342831092
3.9000000000000000	95.074339937730528
4.0000000000000000	95.110913738339988
4.1000000000000000	95.144095816815351
4.2000000000000000	95.174264920355412
4.3000000000000000	95.201750919833231
4.4000000000000000	95.226841892289855
4.5000000000000000	95.249790075512252

### Annexe 7 :

### Variation du taux d'absorption du CO<sub>2</sub> en fonction de la température (solvant : DEA)

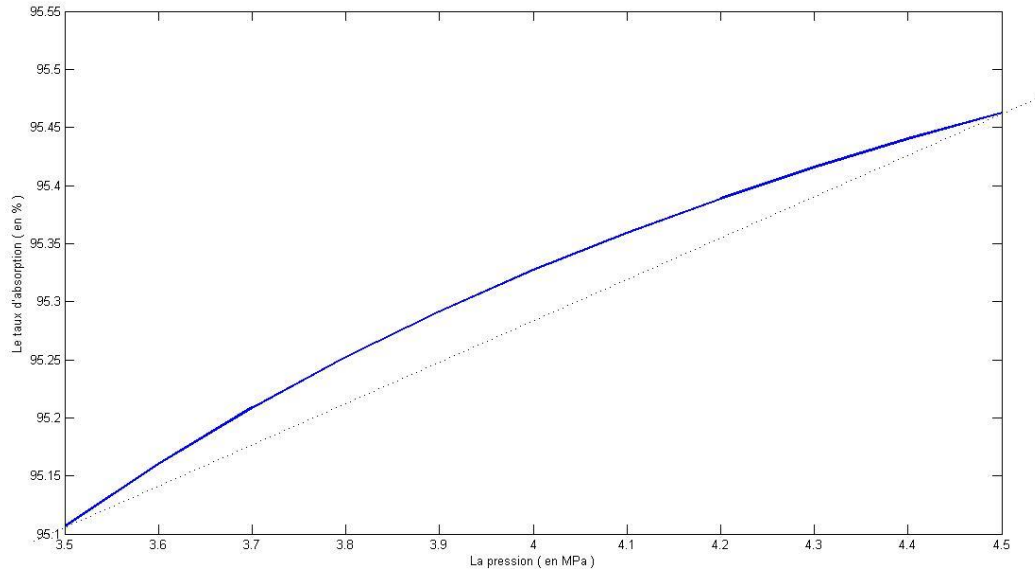


La température T ( en °K )	Le taux d'absorption ( en % )
293	95.293675953529871
294	95.293837389229239
295	95.293997678639116
296	95.294156834319381
297	95.294314867831289
298	95.294471791147146
299	95.294627615842458
300	95.294782353501887
301	95.294936015514935
302	95.295088612873499
303	95.295240156580007
304	95.295390657841949
305	95.295540126868602

306	95.295688574679460
307	95.295836011496689
308	95.295982447548013
309	95.296127893066711
310	95.296272358294004
311	95.296415852667963
312	95.296558386039621
313	95.296699968263866
314	95.296840608596497
315	95.296980316500452
316	95.297119101243794
317	95.297256971697266
318	95.297393937137130
319	95.297530006446266
320	95.297665188308528
321	95.297799491210512
322	95.297932923848080
323	95.298065494718927
324	95.298197212124109
325	95.298328083967007
326	95.298458118759100
327	95.298587324414726
328	95.298715708647563
329	95.298843279379639
330	95.298970044336201
331	95.299096011043375
332	95.299221187032984
333	95.299345579841031
334	95.299469196604051
335	95.299592044664521
336	95.299714131167960
337	95.299835463262468
338	95.299956047698075
339	95.300075891429174
340	95.300195001416540
341	95.300313384217333
342	95.300431046597751
343	95.300547994921942
344	95.300664235761460
345	95.300779775486760
346	95.300894620475461
347	95.301008776904112
348	95.301122250953114

### Annexe 8 :

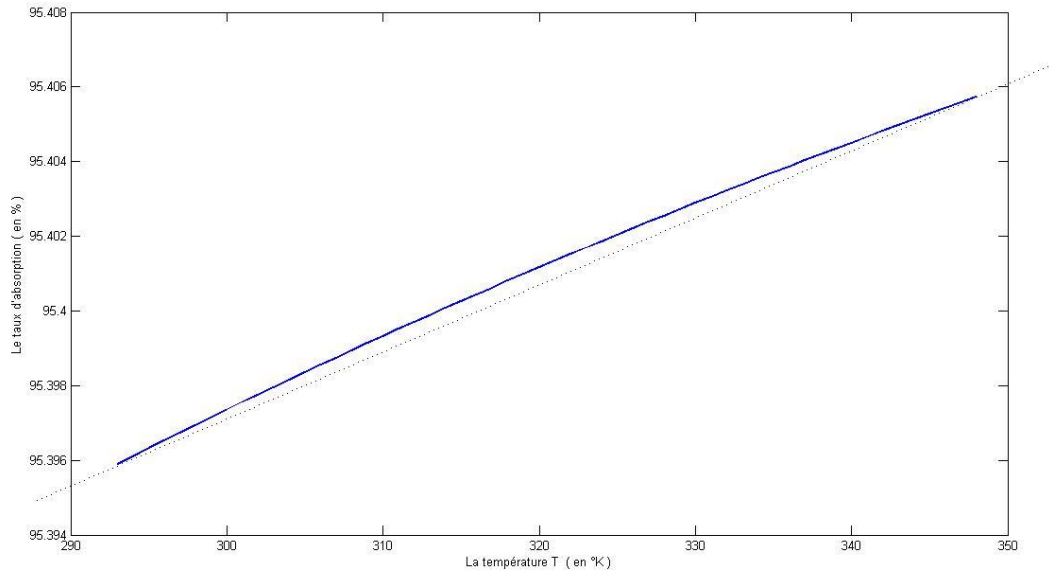
Variation du taux d'absorption du CO<sub>2</sub> en fonction de la pression (solvant : DEA)



La pression ( en Bar)	Le taux d'absorption ( en %)
3.5000000000000000	95.106458791802012
3.6000000000000000	95.160295457717979
3.7000000000000000	95.208675185959464
3.8000000000000000	95.252260051275911
3.9000000000000000	95.291619871496835
4.0000000000000000	95.327246549623325
4.1000000000000000	95.359565981342769
4.2000000000000000	95.388947973499057
4.3000000000000000	95.415714529570224
4.4000000000000000	95.440146790903441
4.5000000000000000	95.462490870150404

### Annexe 9 :

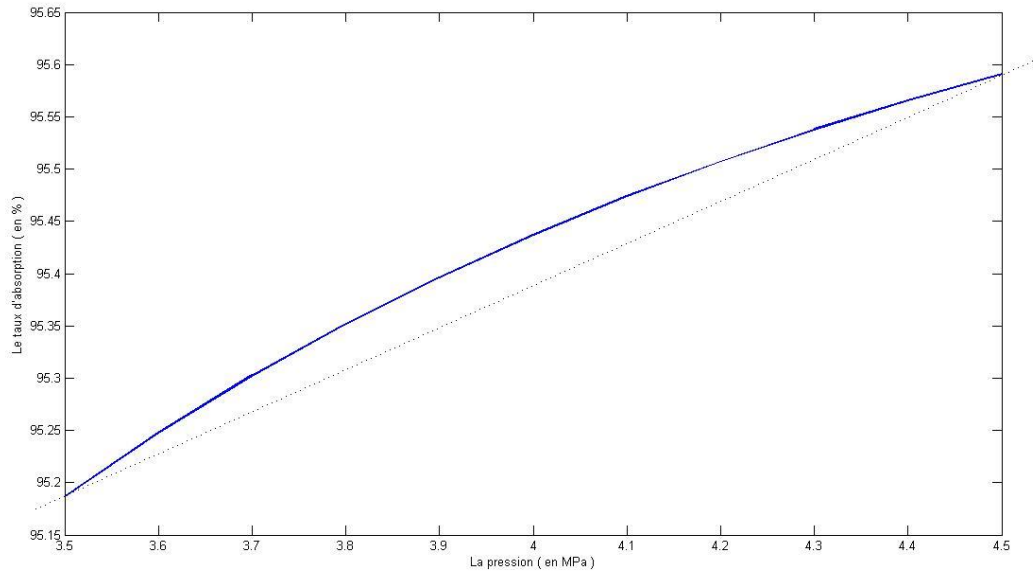
Variation du taux d'absorption du CO<sub>2</sub> en fonction de la température (solvant : MDEA)



La température T ( en °K )	Le taux d'absorption ( en % )
293	95.395897367126054
294	95.396110803214569
295	95.396322713770260
296	95.396533115328836
297	95.396742023632072
298	95.396949454632917
299	95.397155424095587
300	95.397359947190083
301	95.397563039099310
302	95.397764714810762
303	95.397964989125740
304	95.398163876449161
305	95.398361391397628
306	95.398557547795050
307	95.398752359875090
308	95.398945841074777
309	95.399138005244566
310	95.399328865840033
311	95.399518435722669
312	95.399706728165484
313	95.399893756046325
314	95.400079532049872
315	95.400264068468317
316	95.400447378003378
317	95.400629472558677
318	95.400810364248102
319	95.400990064991191
320	95.401168586515766
321	95.401345940353295
322	95.401522137841710
323	95.401697190126157
324	95.401871108760034

325	95.402043904297400
326	95.402215587704234
327	95.402386169747061
328	95.402555661001458
329	95.402724071848226
330	95.402891412270492
331	95.403057693062294
332	95.403222923617975
333	95.403387114138980
334	95.403550274634611
335	95.403712414313532
336	95.403873542994219
337	95.404033669897288
338	95.404192804650251
339	95.404350956084457
340	95.404508133435471
341	95.404664345744607
342	95.404819601857056
343	95.404973910220122
344	95.405127279891545
345	95.405279719327368
346	95.405431236589195
347	95.405581840547384
348	95.405731539069336

**Annexe 10 :**  
**Variation du taux d'absorption du CO<sub>2</sub> en fonction de la pression (solvant : MDEA)**



La pression ( en Bar )	Le taux d'absorption ( en % )
3.5000000000000000	95.186522445372276
3.6000000000000000	95.247549269148607
3.7000000000000000	95.302434228951199
3.8000000000000000	95.351915616748613
3.9000000000000000	95.396630052007026
4.0000000000000000	95.437128055236073
4.1000000000000000	95.473887028423647
4.2000000000000000	95.507322102300435
4.3000000000000000	95.537795225699924
4.4000000000000000	95.565622801865274
4.5000000000000000	95.591082123161613

## الملخص:

جزء من الغاز الطبيعي الجزائري موجّه للتصدير و لهذا من الضروري تمييعه. لنجاح هذه العملية يجب التخلص من ثاني أكسيد الكربون الموجود فيه. عملية امتصاص ثاني أكسيد الكربون تجرى بواسطة محاليل الألكنولامين مثل المونواتانولامين ، ، الذي اتانولمين ، ومثيل- دي اتانولمين. الهدف من هذه الدراسة هو إيجاد مذيب مناسب و فعّال للامتصاص و ذلك من الناحية التقنية و الاقتصادية. لإختيار المذيب المناسب و الفعّال من الضروري القيام بدراسة تكنولوجية، دراسة حركية ونموذج. **الكلمات الدالة:** الامتصاص، الاتانولمين الاحادي، ثاني أكسيد الكربون، الغاز، الحركية

## Résumé :

Le gaz naturel algérien est en partie destiné à l'exportation, d'où la nécessité de le liquéfier, cette dernière opération est possible à la condition d'élimination de CO<sub>2</sub> contenu dans le gaz naturel.

La réduction du CO<sub>2</sub> est spécifiquement faite par les différents alcanolamines tels que la Monoéthanolamine (MEA), la Diéthanolamine (DEA), la Triéthanolamine (TEA) et la Méthyl-diéthanolamine (MDEA).

Notre but est de trouver un solvant adéquat pour l'absorption, est qui est efficace du point de vue technique et économique. C'est pourquoi un calcul technologique et cinétique et un modèle sont nécessaires pour faire un choix judicieux du solvant.

**Mots clés :** absorption, MEA, dioxyde de carbone, gaz, cinétique.

## الملخص:

جزء من الغاز الطبيعي الجزائري موجّه للتصدير و لهذا من الضروري تمييعه. لنجاح هذه العملية يجب التخلص من ثاني أكسيد الكربون الموجود فيه. عملية امتصاص ثاني أكسيد الكربون تجرى بواسطة محاليل الألكنولامين مثل المونواتانولامين ، ، الذي اتانولمين ، ومثيل- دي اتانولمين. الهدف من هذه الدراسة هو إيجاد مذيب مناسب و فعّال للامتصاص و ذلك من الناحية التقنية و الاقتصادية. لإختيار المذيب المناسب و الفعّال من الضروري القيام بدراسة تكنولوجية، دراسة حركية ونموذج. **الكلمات الدالة:** الامتصاص، الاتانولمين الاحادي، ثاني أكسيد الكربون، الغاز، الحركية

## Abstract:

A part of the Algerian natural gas is destined to the exportation, where it should be liquefied is a necessity; this last operation is possible except if we eliminate the CO<sub>2</sub> which the natural gas contains.

The reduction of the CO<sub>2</sub> is specifically done by different alkanolamines such as Monoethanolamine (MEA), Diethanolamine (DEA), Triethanolamine (TEA) and Methyldiethanolamine (MDEA).

Our objective is to find a solvent which is adequate to the absorption and that is efficient from the technical and economic point of view.

An experimental study (technical, kinetic and modeling) will be necessary to make a convenient choice for the solvent.

**Key words:** absorption, MEA, carbon dioxide, gas, kinetic.

