



REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE.  
MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE.

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE.

Département de Génie Chimique.

Projet de Fin d'Etudes

Pour l'obtention du diplôme d'Ingénieur d'Etat en Génie Chimique.



Thème

ETUDE EXPERIMENTALE ET MODELISATION DE L'ABSORPTION DU CO<sub>2</sub> PAR UNE SOLUTION AQUEUSE DE MONOETHANOLAMINE (MEA) DANS UNE COLONNE A GARNISSAGE.

DIRIGE PAR :  
M<sup>r</sup> A.SELATNIA.

PRESENTE PAR :  
M<sup>elle</sup> N.ELCADI  
M<sup>elle</sup> N.HANACHI

DEVANT LE JURY :  
M<sup>r</sup> O.HADJADJ-AOUL.  
M<sup>me</sup> R.DERRICHE  
M<sup>me</sup> S.HADDOUM  
M<sup>r</sup> T.AHMED-ZAID  
M<sup>r</sup> A.SELATNIA

M.C (Président)  
M.C (Examinatrice)  
C. C (Examinatrice)  
M.C (Examineur)  
M.C (Rapporteur)

Promotion « Juin 2002 ».

## Résumé

Le présent travail concerne la modélisation de l'absorption du  $\text{CO}_2$  par une solution aqueuse de Monoethanolamine dans une colonne garnie ;

L'étude qu'on a réalisé consiste à établir un modèle mathématique simple qui nous permet d'estimer la concentration du  $\text{CO}_2$  à la sortie de la colonne à garnissage, dont les dimensions sont données.

Pour s'assurer de la validité de ce modèle, nous avons effectuées des essais expérimentaux, sur la colonne garnie du département de Génie Chimique. Les résultats obtenus se sont révélés positifs et assez similaires aux résultats expérimentaux.

**Les mots clés :** Modélisation, Absorption, MEA,  $\text{CO}_2$

## Adstract

The present work describes the modeling of  $\text{CO}_2$  absorption by an aqueous solution of Monoethanolamine, in a packed column.

This achieved study consists in establishing a simple mathematical model, which enables us to calculate the  $\text{CO}_2$  concentration at the end of the packed column whose dimensions are given.

The validity of this model is checked by some experiments on the packed column. The results which were obtained, have been satisfying, and we noticed that they are quite similar to those of the experiments.

**Keyb words :** absorption, modeling,  $\text{CO}_2$ , MEA.

## ملخص

العمل المقدم يخص تمذيج امتصاص ثاني أكسيد الكربون بواسطة محلول الميثانول أمين في عمود محشو. في إطار هذه الدراسة قمنا بإنجاز نموذج رياضي بسيط يمكننا من حساب تركيز ثاني أكسيد الكربون المتبقي بعد الامتصاص بواسطة تفاعل كيميائي. للتأكد من نجاعة النموذج قمنا بدراسة تجريبية على العمود والنتائج المحصل عليها كانت إيجابية بالمقارنة مع النتائج النظرية.

الكلمات المفتاحية:

الامتصاص، ثاني أكسيد الكربون، الميثانول أمين، تمذيج.

## REMERCIEMENTS

Ce projet de fin d'études a été réalisé au département de Génie Chimique, de l'Ecole Nationale Polytechnique d'Alger.

Nous tenons à remercier M<sup>r</sup> A.SELATNIA, notre promoteur, qui a proposé ce sujet et qui nous a dirigées et conseillées tout au long de notre travail.

Nous remercions également M<sup>r</sup> O.HADJADJ-AOUL, maître de conférence à l'Ecole Nationale Polytechnique, qui a bien voulu présider le jury de soutenance de notre thèse.

Nous n'oublions pas de remercier les autres membres du jury :

M <sup>me</sup> R.DERRICHE	M.C (Examinatrice)
M <sup>me</sup> S.HADDOUM	C.C (Examinatrice)
M <sup>r</sup> T.AHMED-ZAID	M.C (Examineur)

Ainsi que tous les enseignants qui nous ont aidées de près ou de loin dans notre formation.

## Dédicace



*A ma très chère mère qui m'a toujours su m'apporter aide et me donner courage et réconfort tout au long de mes études.*

*A mon cher père qui m'a toujours poussée pour aller au delà de mes ambitions et donner le meilleur de moi-même.*

*A mon cher frère « Zino » qui a toujours su m'écouter et m'apporter secours dans les moments difficiles.*

*A ma chère binôme Nabila, pour sa patience et sa gentillesse.*

*A tous mes amis qui m'ont aidée de près ou de loin et tous les gens que j'aime.*

*A tous les élèves ingénieurs de ma promotion « 2002 ».*

*Elcadi Nabila*

*A ma très chère mère qui m'a toujours aidée et m'a donnée courage tout au long de mes études.*

*A mon cher père qui m'a aidée pour continuer mes études.*

*A mes chers frères « Hassan » et « Salah ».*

*A ma sœur « Ouardia » que j'aime beaucoup.*

*A ma chère binôme Nabila, pour sa patience et sa gentillesse.*

*A tous mes amis qui m'ont aidée de près ou de loin et tous les gens que j'aime.*

*Hanachi Nabila*

# Sommaire

# SOMMAIRE

## INTRODUCTION

## CHAPITRE I : ABSORPTION PHYSIQUE



I.1 DEFINITION.....	4
I.2 TRANSFERT DE MATIERE ENTRE PHASES .....	4
I.2.1 Le concept d'équilibre .....	4
I.2.2 Théorie du double film de LEWIS et WHITMAN.....	5
I.2.3 Coefficients partiels de transfert de matière.....	6
I.2.4 Coefficients globaux de transfert de matière.....	8
I.2.5 Relation entre les coefficients de transfert de matière globaux et partiels.....	9
I.3 CARACTERISTIQUES D'UNE COLONNE D'ABSORPTION .....	10
I.3.1 Estimation de $k_G$ , $k_L$ et $\alpha$ .....	11
I.3.2 Calcul de la hauteur de la colonne d'absorption .....	12
CHAPITRE II : MODILISATION DE LA COLONNE D'ABSORPTION	
II.1 PRINCIPE .....	19
II.1.1 Les solvants chimiques.....	21
II.1.2 Propriétés des amines.....	21
II.2 BILAN DE MATIERE EN PHASE LIQUIDE .....	22
II.3 EXPRESSIONS DE $C_A$ ET DES DENSITES DE FLUX EN PHASE LIQUIDE.....	23
II.3.1 Cas d'une réaction du pseudo-premier ordre.....	23
II.4 MODELISATION DE LA COLONNE D'ABSORPTION.....	26

## CHAPITRE III : LES COLONNES A GARNISSAGE

<b>III.1 INTRODUCTION</b> -----	33
<b>III.2 EFFICACITE D'UN GARNISSAGE</b> -----	33
<b>III.3 DIVERS TYPES DE GARNISSAGE</b> -----	34
III.3.1 Garnissage en vrac-----	34
III.3.2 Garnissage structuré -----	38
III.3.3 Les grilles-----	40
<b>III.4 CONSTRUCTION DES COLONNES A GARNISSAGE</b> -----	40
III.4.1 Support du garnissage et distribution de la phase gazeuse-----	40
III.4.2 Distribution de la phase liquide et fixation du garnissage-----	41
III.4.3 Mise en place du garnissage-----	44
III.4.4 Dimensions d'une colonne à garnissage.	45
<b>III.5 CARACTIRISTIQUES DES COLONNES A GARNISSAGE</b>	45
III.5.1 Engorgement et perte de charge-----	45
III.5.2 Variation de la perte de charge en fonction des débits massiques du gaz et du liquide-----	47
III.5.3 Rétention du liquide-----	49
III.5.3.1 La rétention capillaire ou rétention statique-----	49
III.5.3.2 La rétention dynamique -----	49
III.5.3.3 La rétention totale-----	49
III.5.4 Vitesse d'arrosage du liquide-----	51

## CHAPITRE IV : PARTIE EXPERIMENTALE



IV.1 CHOIX DE L'INSTALLATION PILOTE.....	55
IV.2. DESCRIPTION ET FONCTIONNEMENT DE LA COLONNE:.....	55
IV.2.1 Alimentation liquide.....	56
IV.2.2 Alimentation Gaz.....	56
IV.2.3 Contrôle et régulation.....	56
IV.3 CARACTERISTIQUES DU GARNISSAGE ET DE LA COLONNE GARNIE.....	58
IV.3.1 Surface spécifique du grain.....	58
IV.3.2 Fraction du vide d'un grain du garnissage.....	59
IV.3.3 Dimension caractéristique du grain.....	59
IV.3.4 Porosité de la colonne à garnissage.....	59
IV.3.5 Aire géométrique du garnissage : $A_p$ .....	60
IV.4 ETUDE HYDRODYNAMIQUE.....	60
IV.4.1 Mode opératoire des essais hydrodynamiques.....	60
IV.4.2 Résultats et commentaires .....	64
IV.5 PARTIE EXPERIMENTALE.....	66
IV.5.1 Les résultats expérimentaux .....	66
IV.5.2 Interprétation des résultats.....	70
IV.5.3 Expression du calcul de la concentration expérimentale du $CO_2$ à la sortie de la colonne.....	71
IV.5.4 Expression du calcul de la concentration théorique du $CO_2$ à la sortie de la colonne.....	72
CONCLUSION.....	75

ANNEXES

BIBLIOGRAPHIE



## INTRODUCTION

La séparation du  $\text{CO}_2$  d'un mélange gazeux se rencontre dans de nombreux procédés chimiques, agro-alimentaires, pétroliers et biochimiques et parmi ces procédés on peut citer :

- les procédés de séparation par absorption : physique ou chimique.
- les procédés à membrane : avec migration sélective du  $\text{CO}_2$  à travers la membrane
- les procédés cryogéniques : avec condensation ou solidification du  $\text{CO}_2$ .

Les principaux critères de choix d'un procédé adéquat sont :

- L'efficacité de la récupération,
- La sélectivité de la séparation,
- Le coût de l'opération.

D'une manière générale, les colonnes d'absorptions à garnissage qui font appel au transfert de matière entre phases, restent les plus utilisées pour la séparation des gaz acides tels que : le  $\text{CO}_2$  et  $\text{H}_2\text{S}$  du gaz naturel et autre gaz industriels, du fait de leur simplicité de conception et d'utilisation.

Toute substance présentant une réactivité importante avec le  $\text{CO}_2$  peut servir pour le séparer d'un mélange gazeux ; Les réactifs les plus appropriés sont les alkanolamines. Les amines primaires sont plus réactives que les amines secondaires, elles-mêmes plus réactives que les amines tertiaires ; C'est pourquoi l'amine primaire "MEA", est très utilisée pour l'absorption du  $\text{CO}_2$ .

De ce fait, dans ce présent travail, nous nous sommes intéressés à l'étude de l'absorption du  $\text{CO}_2$  par la solution aqueuse de monoethanolamine (MEA) dans une colonne à garnissage.

Notre objectif consiste à présenter un modèle mathématique simple permettant de donner le profil de concentration du  $\text{CO}_2$  le long de la colonne. Les prédictions du modèle en sortie de la colonne d'absorption pilote seront ensuite comparées avec les résultats obtenus expérimentalement.

# Chapitre I

## Nomenclature du chapitre :

- a** : l'aire interfaciale ( $m^2$  théorique/ $m^3$  de lit).
- $A_P$**  : l'aire géométrique du garnissage ( $m^2$  théorique/ $m^3$  de lit).
- $C_A$**  : concentration du composé A dans la phase liquide ( $mol/m^3$ ).
- $C_A^*$**  : concentration du composé A qui est en équilibre avec  $P_{AG}$  ( $mol\ de\ A/m^3$ ).
- $C_{A1}^*$ ,  $C_{A2}^*$**  : concentrations de A dans l'eau qui sont en équilibre avec  $P_{AG1}, P_{AG2}$  ( $mol/m^3$ ).
- $C_{AG}$**  : concentration de A dans la phase gazeuse ( $mol/m^3$ ).
- $C_{AGi}$**  : concentration du composé A dans la phase gazeuse à l'interface ( $mol/m^3$ ).
- $C_{AG1}$ ,  $C_{AG2}$**  : concentration de A dans l'air en bas, au sommet de la colonne ( $mole\ de\ A/m^3$ ).
- $C_{AL}$**  : concentration du composé A dans la phase liquide ( $mol/m^3$ ).
- $C_{ALi}$**  : concentration du composé A à l'interface côté liquide ( $mol/m^3$ ).
- $C_{AL2}$**  : concentrations de A dans l'eau en bas, au sommet de la colonne ( $mol/m^3$ ).
- $D_{AG}$**  : coefficient de diffusion de A côté gaz ( $m^2/s$ ).
- $D_{AL}$**  : coefficient de diffusion de A côté liquide ( $m^2/s$ ).
- $D_G$**  : coefficient de diffusion du composé transféré dans le gaz ( $m^2/s$ ).
- $D_L$**  : coefficient de diffusion du composé transféré dans le liquide ( $m^2/s$ ).
- $D_P$**  : dimension caractéristique du garnissage (m).
- $dz$**  : hauteur d'un élément de la colonne (m).
- $g$**  : accélération gravitationnelle ( $m/s^2$ ).
- $G$**  : débit volumique de l'air par unité de section droite de la colonne ( $m^3/m^2.s$ ).
- $G_S$**  : débit molaire de l'air par unité de section droite de la colonne ( $mole\ d'air/m^2.s$ ).
- $H$**  : constante de HENRY ( $atm.m^3/mol$ ).

$k_G$	:coefficient de transfert de matière partiel de A côté gaz (m/s).
$k_G'$	:coefficient de transfert de matière partiel de A côté gaz (mol de A transféré/m <sup>2</sup> . s atm).
$K_G$	:coefficient de transfert de matière global côté gaz (mol de A/m <sup>2</sup> . s atm).
$k_L$	:coefficient de transfert de matière partiel côté liquide (m/s).
$K_L$	:coefficient de transfert de matière global côté liquide (mol de A/(mol de A/m <sup>3</sup> ).m <sup>2</sup> . s).
$K_X$	:coefficient de transfert de matière relatif au rapport molaire $X_A$ (mol d'air/m <sup>2</sup> .s).
$K_Y$	:coefficient de transfert de matière relatif au rapport molaire $Y_A$ (mol d'air/m <sup>2</sup> .s).
$L$	:débit volumique de l'eau par unité de section droite de la colonne (m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> .s).
$L_S$	:débit molaire de l'eau par unité de section droite de la colonne (mol d'eau/ m <sup>2</sup> .s).
$N_A$	:flux de composé A, transféré (mol/m <sup>2</sup> .s).
$N_{AG}$	:flux de composé A, transféré dans la phase gazeuse (mol/m <sup>2</sup> .s).
$N_{AL}$	:flux de composé A, transféré dans la phase liquide (mol/m <sup>2</sup> .s).
$P_A$	:pression partielle de A dans la phase gazeuse (atm).
$P_A^*$	:pression partielle de A qui est en équilibre avec CAL (atm).
$P_{AG}$	:pression partielle de A dans la phase gazeuse (atm).
$P_{Ai}$	:pression partielle de A à l'interface (atm).
$P_{AG1}, P_{AG2}$	:pressions partielles de A dans l'air en bas, au sommet de la colonne (atm).
$R$	:constante des gaz parfaits (l.atm/mol.K).
$S$	:section droite de la colonne (m <sup>2</sup> ).
$T$	:température de l'air (K).
$V_{SG}$	:vitesse superficielle du gaz (m/s).
$V_{SL}$	:vitesse superficielle du liquide (m/s).

- $X_A$  : rapport molaire de A (mol de A / mol d'eau).
- $X_{A1}$ ,  $X_{A2}$  : rapport molaire de A en bas de colonne, en haut de colonne (mol de A / mol d'eau).
- $X_A^*$  : rapport molaire de A relatif au coefficient de transfert global (mol de A / mol d'eau).
- $Y_A$  : rapport molaire de A (mol de A / mol d'air).
- $Y_{A1}$ ,  $Y_{A2}$  : rapport molaire de A en bas de la colonne, en haut de colonne (mol de A / mol d'air).
- $Y^*$  : rapport molaire de A relatif au coefficient de transfert global (mol de A / mol d'air).
- $Z$  : hauteur de la colonne garnie (m).
- $\mu_G$  : viscosité dynamique du gaz (Kg / m.s).
- $\mu_L$  : viscosité dynamique du liquide (Kg / m.s).
- $\rho_G$  : masse volumique du gaz (Kg / m<sup>3</sup>).
- $\rho_L$  : masse volumique du liquide (Kg / m<sup>3</sup>).
- $\delta_G$  : épaisseur du film coté gaz (m).
- $\delta_L$  : épaisseur du film coté liquide (m).
- $\sigma$  : tension superficielle relative à la phase liquide (N / m).
- $\sigma_C$  : tension superficielle critique relative au matériau du garnissage (N / m).

## I.1 DEFINITION :

L'absorption physique étant le transfert du soluté à travers l'interface entre la phase gazeuse et la phase liquide, puis dissolution sans réaction chimique dans le liquide.

## I.2 TRANSFERT DE MATIERE ENTRE PHASES :

Dans ce chapitre, nous exposerons la théorie du transfert de matière dans une seule phase ainsi que le transfert de matière entre deux phases en contact. Ces dernières peuvent être un gaz en contact avec un liquide ou simplement deux liquides immiscibles.

Nous considérons le mécanisme de transfert de matière entre les deux phases comme étant en régime permanent.

### I.2.1 Le concept d'équilibre [1] :

La condition essentielle pour qu'il y ait transfert de matière ou diffusion entre deux points situés à l'intérieur d'une seule phase, est l'existence d'un potentiel, la plupart du temps exprimé sous forme d'une différence de concentration.

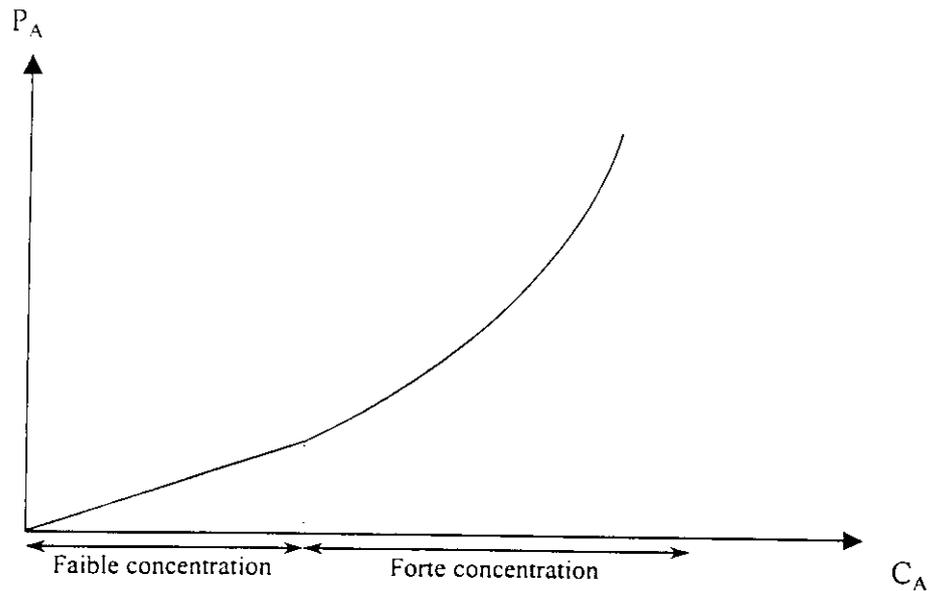
Si on envisage maintenant le passage d'un composé d'un mélange d'une phase à une autre, on s'aperçoit que ce concept de différence de concentration n'est plus adéquat. En effet, on peut trouver de nombreux exemples de situations dans lesquelles une substance est transférée d'une phase où elle est en plus faible concentration à une phase où elle est en plus forte concentration.

Il faut donc modifier le critère de potentiel et introduire la notion d'équilibre entre phases. Cet équilibre peut exister entre deux phases liquides ou entre une phase liquide et une phase gazeuse.

Dans le cas d'un système hétérogène (c.à.d deux phases différentes en contact), la quantité maximale de matière pouvant passer d'une phase à l'autre peut être estimée à partir des principes d'équilibres entre phases.

Dans le cas d'un système à l'équilibre, il n'y a pas de diffusion du composé entre les deux phases ; cependant celle-ci aura lieu afin de mener le système vers de nouvelles conditions d'équilibre. Si le temps de contact est suffisant, les concentrations d'équilibre pourront être observées.

La courbe d'équilibre représentant la distribution d'un composé entre une phase gazeuse et une phase liquide à l'équilibre est représentée sur la figure 1.



**Figure 1 :** La distribution du soluté A à l'équilibre entre la phase gazeuse et la phase liquide à une température donnée.

Avec :

$C_A$  : concentration du composé A dans la phase liquide ;

$P_A$  : pression partielle du composé A dans la phase gazeuse.

Dans la zone des faibles concentrations (solutions diluées), la courbe d'équilibre est caractérisée par une droite qui peut être exprimée par une relation linéaire, connue sous le nom de « loi de HENRY », dont l'énoncé est le suivant :

« À l'équilibre de dissolution, il y a toujours proportionnalité entre la pression partielle du soluté dans la phase gazeuse et sa concentration dans la phase liquide ».

La loi de HENRY étant : 
$$P_A = H \cdot C_A \quad (1)$$

Où :

$H$  : étant la constante de HENRY ;

$C_A$  : étant la concentration à l'équilibre dans la phase liquide du composé A ;

$P_A$  : étant la pression partielle à l'équilibre dans la phase gazeuse du composé A.

### I.2.2 Théorie du double film de LEWIS et WHITMAN [1] :

LEWIS et WHITMAN ont admis au niveau du contact du liquide avec les gaz l'existence d'un film stagnant d'une certaine épaisseur dans chaque phase.

On suppose qu'au voisinage de l'interface l'écoulement est laminaire alors qu'il est turbulent au-delà.

De même, la composition au sein du liquide est maintenue constante par agitation turbulente, et il n'y a pas de convection dans le film, le gaz dissous étant transporté exclusivement par diffusion moléculaire.

À l'interface il n'y a aucune résistance au passage d'une phase à l'autre et les concentrations du soluté en phase gazeuse et en phase liquide sont en équilibre c.à.d que les concentrations  $P_{Ai}$  et  $C_{ALi}$  sont les coordonnées d'un point de la courbe d'équilibre.

On peut constater sur la figure 2, représentant le modèle du double film que le profil de concentration de l'espèce transférée est linéaire à l'intérieur du film aussi bien du côté gaz que du côté liquide.

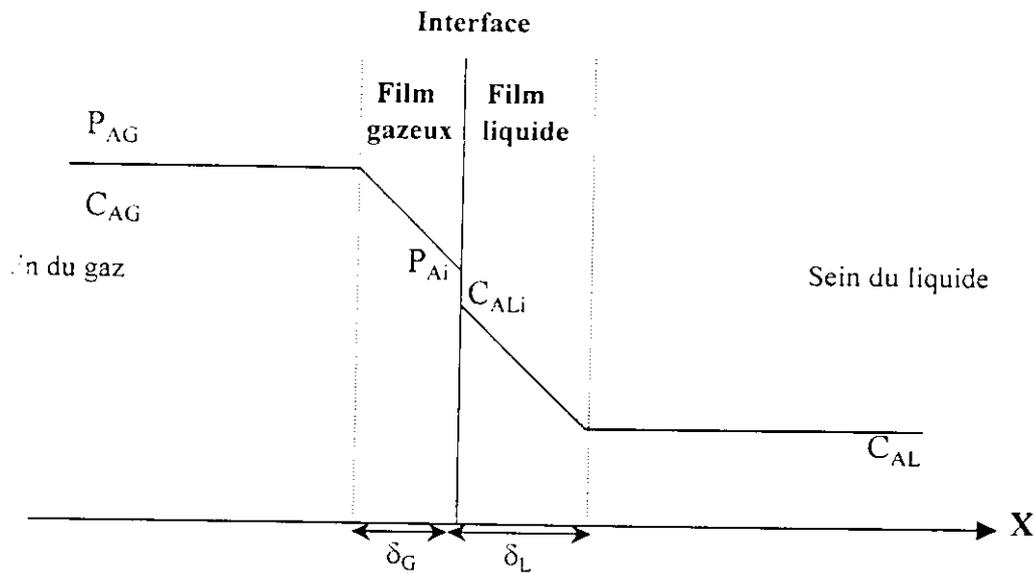


Figure 2 : Profil des concentrations (selon le modèle de LEWIS et WHITMAN).

### I.2.3 Coefficients partiels de transfert de matière [1] :

Le flux de matière transféré :

Côté liquide :

$$N_{AL} = k_L (C_{ALi} - C_{AL}) \quad (2)$$

Avec :

$N_{AL}$  : flux de A transféré dans la phase liquide  
(mole de A / m<sup>2</sup>.s) ;

$k_L$  : coefficient de transfert de matière partiel côté liquide (m / s) ;

$C_{ALi}$ ,  $C_{AL}$  : concentration de A à l'interface et dans la phase liquide respectivement (mole de A / m<sup>3</sup>).

Côté gaz :

$$N_{AG} = k'_G \cdot (P_{AG} - P_{Ai}) \quad (3)$$

Avec :

- $N_{AG}$  : flux du composé A transféré dans la phase gazeuse  
 [(mole de A transféré)/(unité d'aire interfaciale. unité de temps.)]  
 (mole/m<sup>2</sup>.s) ;
- $k'_G$  : coefficient de transfert de matière partiel côté gaz  
 (mole de A transféré/m<sup>2</sup>.s.atm) ;
- $k_G$  : coefficient de transfert de matière partiel côté gaz (m /s) ;
- $P_{AG}$  : pression partielle de A dans la phase gazeuse (atm) ;
- $P_{Ai}$  : pression partielle de A à l'interface (atm) ;
- $C_{AG}$  : concentration de A dans la phase gazeuse (mole /m<sup>3</sup>) ;
- $C_{Agi}$  : concentration de A à l'interface (mole /m<sup>3</sup>) .

Si à l'interface il y a équilibre, on peut écrire :  $P_{Ai} = H \cdot C_{ALi}$  (4)

- $P_{Ai}$  : pression partielle du constituant A à l'interface côté gaz (atm) ;
- $H$  : constante de HENRY (atm.m<sup>3</sup>/mol) ;
- $C_{ALi}$  : concentration du constituant A à l'interface côté liquide (mol/ m<sup>3</sup>).

Les coefficients de transfert partiels sont définis comme étant :

$$k_G = \frac{D_{AG}}{\delta_G} \quad ; \quad k_L = \frac{D_{AL}}{\delta_L} \quad (5)$$

Avec :

- $k_G, k_L$  : coefficient de transfert de matière partiel côté gaz, côté liquide  
 (m/s) ;
- $D_{AG}, D_{AL}$  : coefficient de diffusion de A côté gaz, côté liquide (m<sup>2</sup>/s) ;
- $\delta_G, \delta_L$  : épaisseur du film côté gaz, côté liquide (m).

Si on considère que le flux de matière transféré côté gaz et côté liquide est le même, on peut écrire :

$$N_{AL} = N_{AG} = k'_G (P_{AG} - P_{Ai}) = k_L (C_{ALi} - C_{AL}) \quad (6)$$

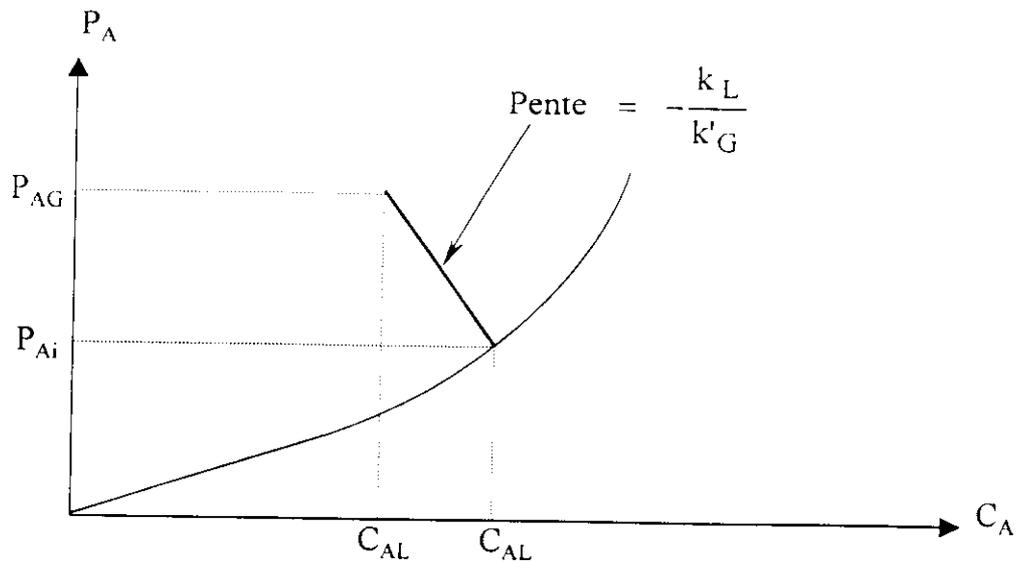


Figure 3 : Prédiction des compositions interfaciales par la théorie du double film.

#### I.2.4 Coefficients globaux de transfert de matière [1] :

On peut définir les flux de matière en fonction de coefficients globaux de transfert de matière :

$$\begin{cases} N_{AG} = \dot{K}_G (P_{AG} - P_A^*) & (7) \\ N_{AL} = K_L (C_A^* - C_{AL}) & (8) \end{cases}$$

Avec :

$\dot{K}_G$  : coefficient de transfert de matière global côté gaz  
(mole de A transférées / m<sup>2</sup>.s.atm) ;

$K_L$  : coefficient de transfert de matière global côté liquide (m/s) ;

$P_A^*$  : pression partielle de A qui est en équilibre avec  $C_{AL}$  (atm) ;

$C_A^*$  : concentration de A qui est en équilibre avec  $P_{AG}$  (mole de A/m<sup>3</sup>).

D'après les définitions des deux grandeurs  $P_A^*$  et  $C_A^*$ , on a :

$$\begin{cases} P_A^* = H \cdot C_{AL} & (9) \\ P_{AG} = H \cdot C_A^* & (10) \end{cases}$$

### 1.2.5 Relation entre les coefficients de transfert de matière globaux et partiels [1]:

À partir de l'équation (7), on a :

$$\frac{1}{K'_G} = \frac{P_{AG} - P_A^*}{N_{AG}} \Rightarrow \frac{1}{K'_G} = \frac{P_{AG} - P_{Ai}}{N_{AG}} + \frac{P_{Ai} - P_A^*}{N_{AG}} \quad (11)$$

En utilisant les égalités (4) et (9), l'équation (11) devient :

$$\frac{1}{K'_G} = \frac{P_{AG} - P_{Ai}}{N_{AG}} + \frac{H \cdot C_{ALi} - H \cdot C_{AL}}{N_{AG}} \quad (12)$$

On sait que le flux de matière du constituant A dans la phase gazeuse est le même que celui dans la phase liquide, donc :

$$N_{AG} = N_{AL} = k'_G (P_{AG} - P_{Ai}) = k_L (C_{ALi} - C_{AL}) = N_A$$

D'où :

$$\frac{1}{K'_G} = \frac{1}{k'_G} + \frac{H}{k_L} \quad (13)$$

On suit le même raisonnement, en considérant cette fois-ci, la relation (8) :

$$\frac{1}{K_L} = \frac{C_A^* - C_{AL}}{N_{AL}} \Rightarrow \frac{1}{K_L} = \frac{C_A^* - C_{ALi}}{N_{AL}} + \frac{C_{ALi} - C_{AL}}{N_{AL}} \quad (14)$$

Si on utilise les égalités (10) et (4), on aura :

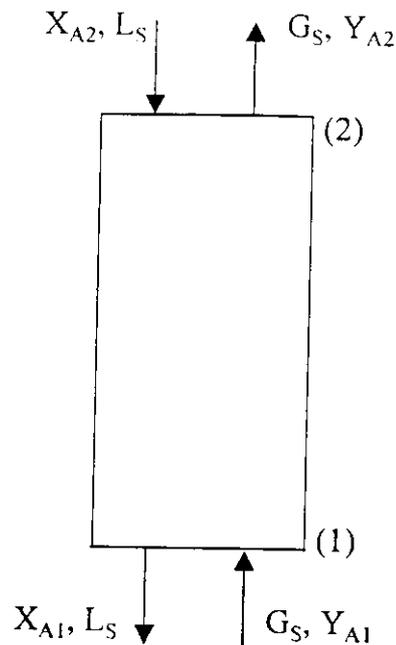
$$\frac{1}{K_L} = \frac{(P_{AG}/H) - (P_{Ai}/H)}{N_{AL}} + \frac{C_{ALi} - C_{AL}}{N_{AL}} \quad (15)$$

En utilisant l'égalité (3), la relation (15) devient :

$$\frac{1}{K_L} = \frac{1}{H \cdot k'_G} + \frac{1}{k_L} \quad (16)$$

### I.3 CARACTERISTIQUES D'UNE COLONNE D'ABSORPTION :

Soit une colonne d'absorption (voir figure 4) où circule à contre courant deux phases : liquide [eau] et gaz [air + CO<sub>2</sub> (A)] :



**Figure 4 :** Bilan d'une colonne d'absorption.

Avec :

- $L_S$  : débit molaire de l'eau par unité de section droite de la colonne (mole d'eau/m<sup>2</sup>.s) ;
- $G_S$  : débit molaire de l'air par unité de section droite de la colonne (mole d'air/m<sup>2</sup>.s) ;
- $X_{A1}, X_{A2}$  : rapport molaire de A en bas et en haut de colonne (mole de A/mole d'eau) ;
- $Y_{A1}, Y_{A2}$  : rapport molaire de A en bas et en haut de colonne (mole de A/mole d'air) ;
- (1) : Bas de la colonne d'absorption ;
- (2) : Sommet de la colonne d'absorption.

### I.3.1 Estimation de $k_G$ , $k_L$ et $a$ [2] :

L'estimation des grandeurs de transfert de matière dans les colonnes à garnissage est nettement mieux établie depuis les travaux de ONDA [3] et PURANIK [4] et DANCKWERTS [5] ; maintes fois vérifiées, on peut considérer les corrélations ci-dessous dont la résolution donne des résultats avec 20-30% d'erreur.

Quelques commentaires s'imposent, plus particulièrement en ce qui concerne l'aire interfaciale. En effet, il a été constaté expérimentalement que toute l'interface gaz-liquide n'est pas active pour les transferts de masse, par exemple les zones stagnantes où le réactif est épuisé et le solvant saturé par le composé gazeux sont inactives.

$$\frac{k_G}{A_p D_G} = 5,23 (A_p D_p)^{-2} \left( \frac{V_{SG} \rho_G}{A_p \mu_G} \right)^{0,7} \left( \frac{\mu_G}{\rho_G D_G} \right)^{1/2} \quad (17)$$

$$\frac{k_L}{A_p D_L} = 0,0051 (A_p D_p)^{0,4} \left( \frac{V_{SL} \rho_L}{A_p \mu_L} \right)^{4/3} \left( \frac{V_{SL}^2 A_p}{g} \right)^{-1/3} \left( \frac{\mu_L}{\rho_L D_L} \right)^{1/2} \quad (18)$$

$$a = A_p \left\{ 1 - \exp \left[ -1,45 \left( \frac{\sigma_c}{\sigma} \right)^{0,75} \left( \frac{V_{SL}^2 \rho_L}{\sigma A_p} \right)^{0,2} \left( \frac{V_{SL}^2 A_p}{g} \right)^{-0,05} \left( \frac{V_{SL} \rho_L}{A_p \mu_L} \right)^{0,1} \right] \right\} \quad (19)$$

Avec :

$k_G, k_L$  : coefficient de transfert de matière partiel côté gaz, côté liquide) ;

$a$  : l'aire interfaciale ( $m^2$  théorique/ $m^3$  de lit) ;

$A_p$  : l'aire géométrique du garnissage ( $m^2$  théorique/ $m^3$  de lit) ;

$D_p$  : dimension caractéristique du garnissage (m) ;

$D_G, D_L$  : coefficient de diffusion du composé transféré dans le gaz, dans le liquide ( $m^2/s$ ) ;

$V_{SG}, V_{SL}$  : vitesse superficielle du gaz, du liquide (m/s) ;

$\mu_G, \mu_L$  : viscosité du gaz, du liquide (kg/m.s) ;

$\rho_G, \rho_L$  : masse volumique du gaz, du liquide ( $kg/m^3$ ) ;

$g$  : accélération gravitationnelle ( $m/s^2$ ) ;

$\sigma$  : tension superficielle relative à la phase liquide (N/m) ;

$\sigma_c$  : tension superficielle critique relative au matériau du garnissage (N/m) (voir Annexe 4).

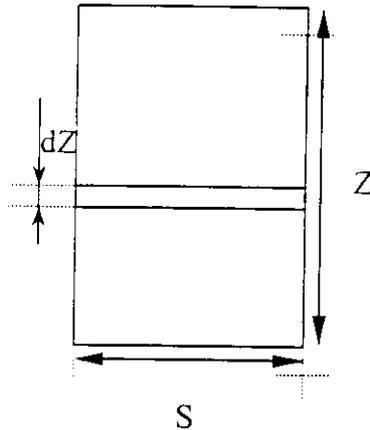
### I.3.2 Calcul de la hauteur de la colonne d'absorption :

Considérant une colonne d'absorption, où :

$S$  : section droite de la colonne ( $m^2$ ) ;

$Z$  : hauteur de la colonne (m) ;

$dZ$  : hauteur d'un élément de la colonne (m).



Soient :

$$[N_A \cdot a \cdot dZ] = [\text{mole de A transféré/aire interfaciale} \cdot \text{temps}] \cdot [\text{aire interfaciale/volume de la colonne}] \cdot [\text{hauteur d'un élément de la colonne}] ;$$

$$[N_A \cdot a \cdot dZ] = [\text{mole de A transféré}/m^2 \cdot s] \cdot [m^2/m^3] [m] ;$$

$$[N_A \cdot a \cdot dZ] = [\text{mole de A transféré/aire de la section droite de la colonne} \cdot \text{temps}] ;$$

$$[N_A \cdot a \cdot dZ] = [\text{mole de A transféré}/m^2 \cdot s] ; \quad (20)$$

Si on multiplie l'équation (2) par  $(a \cdot dZ)$ , on aura :

$$N_{AG} \cdot a \cdot dZ = k'_G (P_{AG} - P_{Ai}) a \cdot dZ \quad (21)$$

Et pour l'équation (7), on aura :

$$N_{AG} \cdot a \cdot dZ = K_G (P_{AG} - P_A^*) a \cdot dZ \quad (22)$$

De la même manière, en considérant les relations (3) et (8) et en multipliant par  $(a.dZ)$ , on aura :

$$\left\{ \begin{array}{l} N_{AL} \cdot a \cdot dZ = k_L (C_{ALi} - C_{AL}) a \cdot dZ \\ N_{AL} \cdot a \cdot dZ = K_L (C_A^* - C_{AL}) a \cdot dZ \end{array} \right. \quad (23)$$

$$\left\{ \begin{array}{l} N_{AL} \cdot a \cdot dZ = k_L (C_{ALi} - C_{AL}) a \cdot dZ \\ N_{AL} \cdot a \cdot dZ = K_L (C_A^* - C_{AL}) a \cdot dZ \end{array} \right. \quad (24)$$

Le bilan de matière pour la colonne d'absorption, donne :

$$G_S Y_{A1} + L_S X_{A2} = G_S Y_{A2} + L_S X_{A1}$$

$$G_S (Y_{A1} - Y_{A2}) = L_S (X_{A1} - X_{A2}) = [\text{mole de A transféré}/\text{m}^2 \cdot \text{s}] \quad (25)$$

La forme différentielle de l'équation (25), s'écrit :

$$G_S dY_A = L_S dX_A \quad (26)$$

On constate que les équations (20) et (25) ont la même dimension, d'où :

$$N_A \cdot a \cdot dZ = G_S dY_A = L_S dX_A \quad (27)$$

$$\text{Nous avons aussi : } N_A = K_Y (Y_A - Y_A^*) \quad (28)$$

Donc, à partir des relations (7) et (6), on peut écrire :

$$N_A = K_Y (Y_A - Y_A^*) = K_G (P_{AG} - P_A^*) \quad (29)$$

De la même manière, pour la phase liquide :

$$N_A = K_X (X_A^* - X_A) = K_L (C_A^* - C_{AL}) \quad (30)$$

À partir des équations (27) et (30), on a :

$$N_A \cdot a \cdot dZ = K_X (X_A^* - X_A) a \cdot dZ = L_S dX_A \quad (31)$$

D'où :

$$\int_0^Z dZ = \frac{L_S}{K_X \cdot a} \int_{X_{A1}}^{X_{A2}} \frac{dX_A}{X_A^* - X_A} \quad (32)$$

Donc, l'expression générale de la hauteur de la colonne s'écrira :

$$Z = \frac{L_S}{K_X \cdot a} \int_{X_{A1}}^{X_{A2}} \frac{dX_A}{X_A^* - X_A} \quad (33)$$

Pour trouver l'expression de Z en fonction des données relatives à la phase gazeuse, on suit le même raisonnement, en considérant les équations (27) et (29) :

$$N_A \cdot a \cdot dZ = K_Y (Y_A - Y_A^*) a dZ = G_S dY_A \quad (34)$$

D'où :

$$\int_0^Z dZ = \frac{G_S}{K_Y \cdot a} \int_{Y_{A1}}^{Y_{A2}} \frac{dY_A}{Y_A - Y_A^*} \quad (35)$$

Finalement :

$$Z = \frac{G_S}{K_Y \cdot a} \int_{Y_{A1}}^{Y_{A2}} \frac{dY_A}{Y_A - Y_A^*} \quad (36)$$

Nous pouvons aussi exprimer la hauteur de la colonne en fonction des concentrations du constituant A dans la phase liquide et gazeuse, pour y parvenir, nous faisons le bilan de matière pour la colonne représentée sur la figure 5.

$$\begin{aligned} L C_{AL2} + G C_{AG1} &= L C_{AL1} + G C_{AG2} \\ L (C_{AL1} - C_{AL2}) &= G (C_{AG1} - C_{AG2}) \quad [\text{mole de A transféré/m}^2 \cdot \text{s}] \end{aligned} \quad (37)$$

On sait que :

$$[N_A \cdot a \cdot dZ] = [\text{mole de A transféré/m}^2 \cdot \text{s}], \text{ d'où :}$$

$$N_A \cdot a \cdot dZ = L (C_{AL1} - C_{AL2}) = L dC_{AL} \quad (38)$$

D'après la relation (24), on a :

$$N_{AL} \cdot a \cdot dZ = K_L (C_A^* - C_{AL}) a \cdot dZ \quad (39)$$

$$\text{Donc : } K_L (C_A^* - C_{AL}) a \cdot dZ = L dC_{AL} \quad (40)$$

et :

$$\int_0^Z dZ = \frac{L}{K_L a} \int_{C_{AL1}}^{C_{AL2}} \frac{dC_{AL}}{C_A^* - C_{AL}} \quad (41)$$

Il est impossible d'intégrer la relation (41), car la grandeur  $C_A^*$  n'est pas constante et elle est variable tout au long de la colonne.

Puisque la courbe d'équilibre est une "droite", l'intégrale se simplifie et prendra la forme de "la moyenne logarithmique" :

$$\int_{C_{AL1}}^{C_{AL2}} \frac{dC_{AL}}{C_A^* - C_{AL}} = \frac{C_{AL2} - C_{AL1}}{(C_{A2}^* - C_{AL2}) - (C_{A1}^* - C_{AL1})} \text{Ln} \left( \frac{C_{AL1} - C_{A1}^*}{C_{AL2} - C_{A2}^*} \right) \quad (42)$$

D'où, l'expression de la hauteur de la colonne s'écrira :

$$Z = \frac{L}{K_L a} \frac{(C_{AL2} - C_{AL1})}{(C_{A2}^* - C_{AL2}) - (C_{A1}^* - C_{AL1})} \text{Ln} \left( \frac{C_{AL1} - C_{A1}^*}{C_{AL2} - C_{A2}^*} \right) \quad (43)$$

Avec :

$$\begin{cases} C_{A1}^* = \frac{P_{AG1}}{H} \end{cases} \quad (44)$$

$$\begin{cases} C_{A2}^* = \frac{P_{AG2}}{H} \end{cases} \quad (45)$$

$$\begin{cases} P_{AG1} = R \cdot T \cdot C_{AG1} \end{cases} \quad (46)$$

$$\begin{cases} P_{AG2} = R \cdot T \cdot C_{AG2} \end{cases} \quad (47)$$

Où :

$P_{AG1}$  et  $P_{AG2}$  : pressions partielles de A dans l'air en bas et au sommet de la colonne (atm);

$C_{A1}^*$  et  $C_{A2}^*$  : concentrations de A dans l'eau qui sont en équilibre avec  $P_{AG1}$  et  $P_{AG2}$  (mole/m<sup>3</sup>);

R : constante des gaz parfaits (l.atm/mole.K);

T : température de l'air (K);

H : constante de HENRY (atm.m<sup>3</sup>/mole).

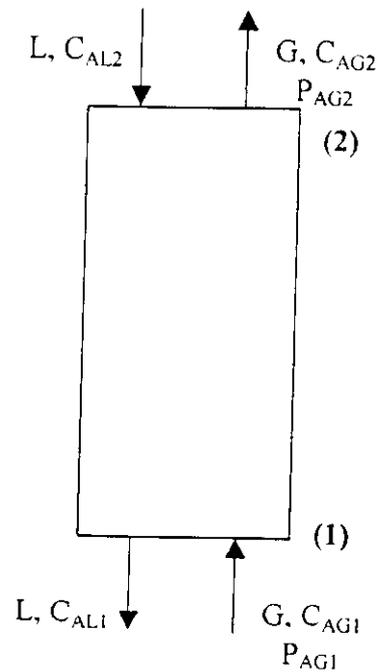


Figure 5: Bilan d'une colonne d'absorption.

Avec :

- L** : débit volumique du liquide par unité de section droite de colonne ( $\text{m}^3/\text{m}^2.\text{s}$ );
- G** : débit volumique du gaz par unité de section droite de colonne ( $\text{m}^3/\text{m}^2.\text{s}$ );
- $C_{AL1}$  et  $C_{AL2}$  : concentrations de A dans le liquide en bas et au sommet de colonne (mole de A/  $\text{m}^3$ );
- $C_{AG1}$  et  $C_{AG2}$  : concentrations de A dans le gaz en bas et au sommet de colonne (mole de A/  $\text{m}^3$ ).

# Chapitre II

## Nomenclature du chapitre

<b>A</b>	:CO <sub>2</sub>
<b>a</b>	:aire interfaciale (m <sup>2</sup> théorique/m <sup>3</sup> de lit)
<b>B</b>	:MEA
<b>C<sub>A</sub></b>	:concentration du composé A (mol/m <sup>3</sup> )
<b>C<sub>Ae</sub></b>	:concentration du composé A à l'entrée de la colonne (mol/m <sup>3</sup> )
<b>C<sub>AG</sub></b>	:concentration du composé A dans la phase gazeuse (mol/m <sup>3</sup> )
<b>C<sub>AL</sub></b>	:concentration du composé A dans la phase liquide (mol/m <sup>3</sup> )
<b>C<sub>ALi</sub></b>	:concentration du composé A à l'interface côté liquide (mol/m <sup>3</sup> )
<b>C<sub>AS</sub></b>	:concentration du composé A à la sortie de la colonne (mol/m <sup>3</sup> )
<b>C<sub>B</sub></b>	:concentration du composé B (mol/m <sup>3</sup> )
<b>C<sub>Be</sub></b>	:concentration du composé B dans la phase liquide à l'entrée de la colonne (mol/m <sup>3</sup> )
<b>C<sub>Bi</sub></b>	:concentration du composé B à l'interface (mol/m <sup>3</sup> )
<b>C<sub>BL</sub></b>	:concentration du composé B dans la phase liquide (mol/m <sup>3</sup> )
<b>C<sub>BS</sub></b>	:concentration du composé B à la sortie de la colonne (mol/m <sup>3</sup> )
<b>D<sub>AL</sub></b>	:coefficient de diffusion de A dans la phase liquide (m <sup>2</sup> /s)
<b>E</b>	:facteur d'accélération
<b>F<sub>A</sub></b>	:le flux spécifique d'absorption du composé A (mol/m <sup>3</sup> .S)
<b>G,L</b>	:Débit volumique de la phase gazeuse et la phase liquide (m <sup>3</sup> /s)
<b>H<sub>a</sub></b>	:nombre adimensionnel appelé nombre de HATTA
<b>J</b>	:nombre adimensionnel
<b>k</b>	:constante de la vitesse de réaction (m <sup>3</sup> /mol. s)
<b>k<sub>A</sub></b>	:coefficient de transfert de matière du composé A dans la phase liquide pour le cas du transfert sans réaction chimique (m/s)
<b>k<sub>AG</sub></b>	:coefficient de transfert de matière partiel de A côté gaz (m/s)
<b>k<sub>AL</sub></b>	:coefficient de transfert de matière partiel de A côté liquide (m/s)
<b>m</b>	:pente de la droite d'équilibre physique entre phase
<b>N<sub>A</sub></b>	:flux de matière du composé A, pour le cas du transfert avec réaction chimique (mol/m <sup>2</sup> .s)

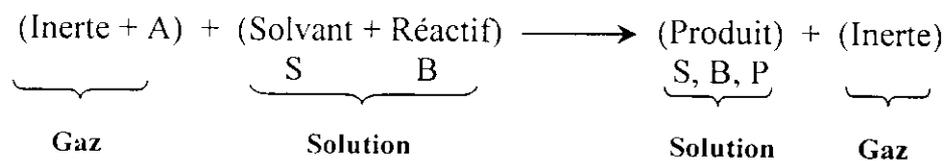
- $N_A'$  : flux de matière du composé A, pour le cas du transfert sans réaction chimique ( $\text{mol}/\text{m}^2 \cdot \text{s}$ )
- $P$  : le produit de la réaction
- $P$  : coefficient stœchiométrique de produit P
- $P_{Ai}$  : pression partielle de A à l'interface (atm)
- $P_{AG}$  : pression partielle de A dans la phase gazeuse (atm)
- $q$  : repère
- $\alpha$  : nombre adimensionnel
- $\beta_1, \beta_2$  : constantes
- $\lambda$  : nombre adimensionnel
- $\delta_G, \delta_L$  : épaisseur du film côté gaz et côté liquide (m)
- $\nu_A, \nu_B, \nu_P$  : coefficient stœchiométrique des composés A, B, P

## II.1 PRINCIPE : [2]

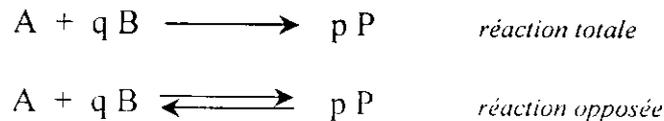
L'absorption d'un gaz accompagnée de réaction chimique en phase liquide permettra d'améliorer l'efficacité de la séparation (par exemple l'absorption du CO<sub>2</sub> dans une solution aqueuse de soude, amine ...etc), et la sélectivité de la séparation (par exemple l'absorption du CO<sub>2</sub> et H<sub>2</sub>S dans des solutions d'éthanolamine).

La réaction chimique modifie le profil des concentrations à proximité de l'interface et de ce fait affecte le flux de transfert vers la phase où se déroule la réaction (**voir figure 6**).

La réaction à étudier étant la suivante :



Au cours de la quelle le soluté (A) réagit avec le réactif (B) en solution pour donner le produit (P) d'après les réactions suivantes :



Cette réaction a un double effet :

- L'augmentation de la capacité d'absorption du liquide puisque le réactif fait disparaître le soluté absorbé et donc la force motrice du transfert est accrue :
- L'accroissement de la vitesse avec laquelle le soluté franchit l'interface pour passer dans le liquide par conséquent l'augmentation du flux du transfert de matière.

Ce dernier effet est pris en compte dans les expressions du flux spécifique d'absorption en multipliant le coefficient de transfert de matière partiel en phase liquide par un facteur appelé facteur d'accélération noté **E**.

Le flux spécifique d'absorption avec réaction chimique s'écrira donc :

$$F_A = N_A \cdot a = k'_G \cdot a \cdot (P_{AG} - P_{Ai}) = E \cdot k_L \cdot a \cdot (C_{ALi} - C_{AL}) \quad (48)$$

Comme tout phénomène de transfert de matière, l'absorption avec réaction chimique peut être décomposée en plusieurs étapes :

- Transfert de A de la phase gazeuse vers l'interface ;
- Transfert de A de l'interface vers la phase liquide ;
- Transfert du réactif dans la phase liquide vers le site réactionnel ;
- Réaction entre A et B ;
- Transfert de P du site réactionnel vers la phase liquide.

Suivant l'importance respective des différentes étapes, le transfert de matière pourra être contrôlé par une seule ou bien par plusieurs étapes :

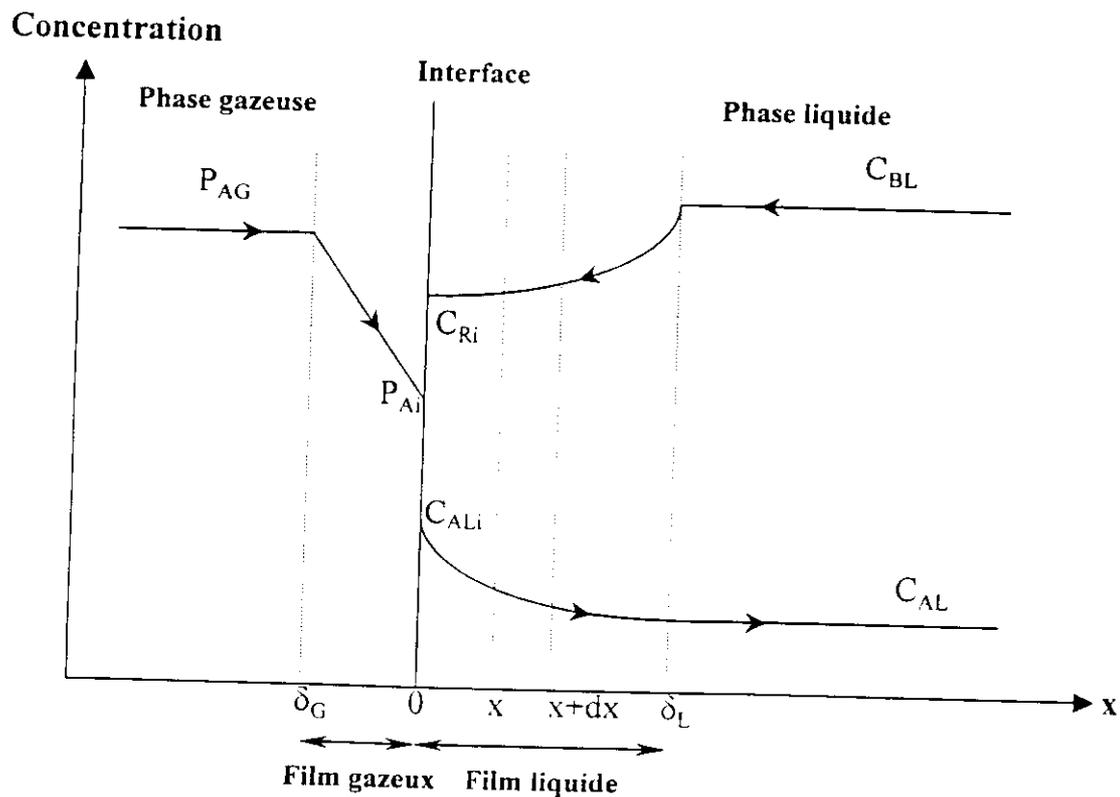


Figure 6 : Profils des concentrations pour le transfert de matière avec réaction chimique.

### II.1.1 Les solvants chimiques :

Ces solvants réagissent chimiquement avec le  $\text{CO}_2$  par des réactions équilibrées. Les réactions d'absorption sont favorisées par une forte pression et une basse température, le solvant pouvant ensuite être régénéré en inversant ces conditions. Parmi les solvants chimiques les plus répandus, il faut citer :

- Les solutions aqueuses d'amine N-méthyl-diéthanolamine (MDEA), et diéthanolamine (DEA), diisopropylamine (DIPA) ;
- Les solutions de carbonate de potassium chaud (procédé Benfield ou Catacard)
- La diglycolamine en solution aqueuse dont le comportement est semblable à celui des éthanolamines.

Les solvants chimiques, notamment les solutions d'amines, sont les mieux adaptés aux paramètres opératoires des unités de traitement en raffinerie.

Introduites dans l'industrie en **1930**, les solutions d'amine sont largement utilisées pour l'élimination des gaz acides dans le raffinage. Parmi les plus couramment employées on trouve la MEA, amine primaire de formule  $\text{C}_2\text{H}_5\text{ONH}_2$

La MEA a été la première amine à être mise en œuvre, en raison de sa plus grande facilité de fabrication. Toutefois, comparée aux amines secondaires et tertiaires, elle a l'inconvénient d'être plus corrosive. C'est pour cette raison que la concentration de MEA est limitée à **15-18 %** en masse, ce qui, malgré le plus faible poids moléculaire de la MEA, conduit en général à un débit de solvant plus élevé que celui utilisé avec la DEA ou la MDEA.

D'autre part, la MEA présente une plus grande tendance à former des produits de dégradation que les amines secondaires ou tertiaires, en particulier en présence de COS. Son emploi requiert donc la mise en œuvre d'un système de purification du solvant pour l'élimination des produits de dégradation.

Pour toutes ces raisons, la MEA est aujourd'hui beaucoup moins utilisée dans les raffineries et de nombreuses unités initialement conçues pour la MEA sont converties à la DEA ou la MDEA.

### II.1.3 Propriétés des amines :

Le tableau ci-après rassemble pour la MEA, la DEA et la MDEA les propriétés thermodynamiques utilisables dans les conditions opératoires usuellement rencontrées.

	MEA	DEA	MDEA
<b>Poids moléculaire</b>	62,1	10,5	119,2
<b>Chaleur de réaction:</b> (KJ/Kg CO <sub>2</sub> )	1915	1520	950

**Tableau 1:** Caractéristiques thermodynamiques des réactions entre le CO<sub>2</sub> et la MEA.

## II.2 BILAN DE MATIERE EN PHASE LIQUIDE [2] :

Le bilan de matière pour le composé A en régime permanent, sur une tranche fine d'épaisseur  $dx$  et pour une section unitaire d'aire interfaciale, en appliquant la loi de FICK relative à la diffusion moléculaire dans les milieux quasi-immobiles, s'écrit :

$$\begin{aligned} \text{Flux de A entrant} &+ \text{Quantité de A apparaissant} = \text{Flux de A sortant} \\ \text{à l'abscisse } x &\quad \text{(ou disparaissant) par unité} \quad \text{à l'abscisse } x+dx \\ &\quad \text{de temps} \end{aligned}$$

$$-D_{AL} \left[ \frac{dC_{AL}(x)}{dx} \right]_x + v_A r_A dx = -D_{AL} \left[ \frac{dC_{AL}(x)}{dx} \right]_{x+dx} \quad (49)$$

Pour  $dx$  très petit, nous avons :

$$\frac{\left[ \frac{dC_{AL}(x)}{dx} \right]_{x+dx} - \left[ \frac{dC_{AL}(x)}{dx} \right]_x}{dx} = \frac{d \left( \frac{dC_{AL}(x)}{dx} \right)}{dx} = \frac{d^2 C_{AL}(x)}{dx^2} \quad (50)$$

On peut réécrire l'équation (49) de la manière suivante :

$$D_{AL} \left\{ \left[ \frac{dC_{AL}(x)}{dx} \right]_{x+dx} - \left[ \frac{dC_{AL}(x)}{dx} \right]_x \right\} + v_A r_A dx = 0 \quad (51)$$

Si on divise l'équation (51) par  $dx$ , et on utilisant l'égalité (50), on aura l'équation différentielle suivante :

$$D_{AL} \left( \frac{d^2 C_{AL}(x)}{dx^2} \right) + v_A r_A = 0 \quad (52)$$

Les conditions aux limites sont :

$$\begin{cases} x = 0 ; C_{AL}(0) = C_{ALi} \\ x = \delta_L ; C_{AL}(\delta_L) = C_{AL} \end{cases}$$

L'intégration de l'équation (52) est plus au moins complexe suivant la forme de l'équation de vitesse.

### II.3 EXPRESSIONS DE $C_A$ ET DES DENSITES DE FLUX EN PHASE LIQUIDE [2] :

#### II.3.1 Cas d'une réaction de pseudo-premier ordre :

Soit la réaction irréversible d'ordre 1 par rapport à chacun des deux réactifs : A et B.



La vitesse de la réaction peut s'écrire de la manière suivante :

$$r_A = k \cdot C_{AL}(x) \cdot C_{BL}(x);$$

Où :

- $r_A$  : vitesse de la réaction ( $\text{mol}/\text{m}^3 \cdot \text{s}$ ) ;
- $k$  : constante de vitesse de la réaction ( $\text{m}^3/\text{mol} \cdot \text{s}$ ) ;
- $C_{AL}(x)$  : concentration du composé A dans la phase liquide ( $\text{mol}/\text{m}^3$ ) ;
- $C_{BL}(x)$  : concentration du composé B dans la phase liquide ( $\text{mol}/\text{m}^3$ ).

L'équation (52) s'écrira comme suit :

$$D_{AL} \left( \frac{d^2 C_{AL}(x)}{dx^2} \right) + \nu_A k C_{AL}(x) C_{BL}(x) = 0; \quad (53)$$

En supposons que  $D_{AL}$ ,  $k$  et  $C_{BL}$  sont constantes en phase liquide, c'est-à-dire

$$C_{BL}(x) = C_{BL} = \text{constante} = C_{Be};$$

L'équation (53) devient :

$$D_{AL} \left( \frac{d^2 C_{AL}(x)}{dx^2} \right) + \nu_A k C_{AL}(x) C_{BL} = 0; \quad (54)$$

Avec les conditions aux limites : 
$$\begin{cases} x = 0 ; C_{AL}(0) = C_{ALi} \\ x = \delta_L ; C_{AL}(\delta_L) = C_{AL} \end{cases}$$

La solution générale de l'équation (54) s'écrit :

$$C_{AL}(x) = \beta_1 \exp(\alpha x) + \beta_2 \exp(-\alpha x); \quad (55)$$

Avec :

$$\alpha = \sqrt{\frac{-v_A k C_{BL}}{D_{AL}}}$$

Les conditions aux limites permettent de calculer les constantes  $\beta_1$  et  $\beta_2$  :

$$\begin{cases} \text{Pour } x = 0 \Rightarrow \beta_1 + \beta_2 = C_{ALi} \\ \text{Pour } x = \delta_L \Rightarrow \beta_1 \exp(\alpha \delta_L) + \beta_2 \exp(-\alpha \delta_L) = C_{AL} \end{cases}$$

En résolvant ces deux équations, et en remplaçant dans l'équation (55), la concentration  $C_{AL}(x)$  en phase liquide aura pour expression :

$$C_{AL}(x) = \frac{C_{AL} \operatorname{sh}(\alpha x) + C_{ALi} \operatorname{sh}[\alpha(\delta_L - x)]}{\operatorname{sh}(\alpha \delta_L)}; \quad (56)$$

Et le gradient de  $C_A(x)$  s'exprime alors par :

$$\frac{dC_{AL}(x)}{dx} = \frac{\alpha C_{AL} \operatorname{ch}(\alpha x) - \alpha C_{ALi} \operatorname{ch}[\alpha(\delta_L - x)]}{\operatorname{sh}(\alpha \delta_L)}; \quad (57)$$

On en déduit le flux traversant l'interface :

$$[N_A]_{x=0} = -D_{AL} \left[ \frac{dC_{AL}(x)}{dx} \right]_{x=0} = \frac{D_{AL} \alpha \delta_L \operatorname{ch}(\alpha \delta_L)}{\delta_L \operatorname{sh}(\alpha \delta_L)} \left\{ C_{ALi} - \frac{C_{AL}}{\operatorname{ch}(\alpha \delta_L)} \right\} \quad (58)$$

On peut également exprimer le flux à l'autre extrémité du film, pour  $x = \delta_L$  :

$$[N_A]_{x=\delta_L} = -D_{AL} \left[ \frac{dC_{AL}(x)}{dx} \right]_{x=\delta_L} = k_A \frac{\alpha \delta_L}{\operatorname{th}(\alpha \delta_L)} \left\{ \frac{C_{ALi}}{\operatorname{ch}(\alpha \delta_L)} - C_{AL} \right\} \quad (59)$$

Avec :

$$k_A = \frac{D_{AL}}{\delta_L}$$

Le terme  $(\alpha \delta_L)$  représente un nombre adimensionnel, appelé : nombre de *HATTA* (Ha), qui est défini par la formule suivante :

$$\alpha \delta_L = \text{Ha} = \frac{\sqrt{-v_A k C_{BL} D_{AL}}}{k_A} \quad (60)$$

Avec :

$D_{AL}$  : coefficient de diffusion du composé A dans la phase liquide ( $m^2/s$ ) ;

$\delta_L$  : épaisseur du film côté phase liquide (m) ;

$k_A$  : coefficient de transfert de matière du composé A dans la phase liquide, pour le cas du transfert sans réaction chimique (m/s).

On peut alors exprimer la vitesse d'absorption de A, par unité de temps et par unité d'aire interfaciale, en présence de réaction chimique en fonction du nombre de HATTA :

$$[N_A]_{x=0} = k_A \frac{Ha}{\text{th}(Ha)} \left\{ C_{ALi} - \frac{C_{AL}}{\text{ch}(Ha)} \right\} \quad (61)$$

On sait que le flux sans réaction chimique a pour formule :

$$[N_A']_{x=0} = k_A (C_{ALi} - C_{AL}) \quad (62)$$

Considérant la grandeur E comme étant le rapport des flux "avec" et "sans" réaction chimique, c'est-à-dire :

$$E = \frac{[N_A]_{x=0}}{[N_A']_{x=0}} = \frac{Ha}{\text{th}(Ha)} \frac{1 - \frac{\lambda}{\text{ch}(Ha)}}{1 - \lambda} \quad (63)$$

$$\text{Avec : } \lambda = \frac{C_{AL}}{C_{Ai}}$$

À partir de cette relation, on peut dire que si  $Ha \geq 0.3$  alors  $E \neq 1$ .

Pour examiner la valeur du flux de A à  $x = \delta_L$ , puis rapporter sa valeur à celle du flux à  $x = 0$ , on fait le rapport suivant :

$$J = \frac{[N_A]_{x=\delta_L}}{[N_A]_{x=0}} = \frac{1 - \lambda \text{ch}(Ha)}{\text{ch}(Ha) - \lambda} \quad (64)$$

Suivant les valeurs du nombre de HATTA, en utilisant les rapports E et J, trois cas existent :

1) **Ha < 0,3** → Réaction lente :

$\text{ch}(Ha)$  et J tendent vers 1, il n'y a pratiquement pas de réaction dans le film, celle-ci se déroule essentiellement au cœur de la phase liquide.

$$\text{Dans ce cas : } [N_A]_{x=0} \approx [N_A']_{x=0} = k_A (C_{ALi} - C_{AL}) \quad (65)$$

C'est-à-dire :  $E \approx 1$ .

2)  $0,3 < Ha < 5 \rightarrow$  Cas intermédiaire :

On utilise l'expression (63).

3)  $Ha > 5 \rightarrow$  Réaction rapide :

La valeur de  $\lambda = C_{AL}/C_{ALi}$  sera faible et tend vers zéro, car,  $C_{AL}$  tend vers zéro, la réaction se passera quasi entièrement dans le film liquide.

Dans ce cas :

$$J = \frac{l}{\text{ch}(Ha)} \text{ et } E \approx Ha \quad (66)$$

Le flux d'absorption par unité d'aire interfaciale pourra être calculé avec la formule suivante :

$$[N_A]_{x=0} \approx C_{ALi} \cdot k_A \cdot Ha = C_{ALi} \sqrt{k C_{BL} D_{AL}} \quad (67)$$

## II.4 MODELISATION DE LA COLONNE D'ABSORPTION :

Dans le but d'alléger la structure du modèle et de simplifier le traitement numérique, nous avons adopté les hypothèses suivantes :

- Il n'y a pas de résistance en phase gazeuse.
- L'écoulement est en régime permanent.
- Toutes les propriétés physiques du gaz et du liquide sont constantes le long de la colonne et au cours du temps.
- Le processus est isotherme ;
- La dispersion axiale est négligeable.

Dans ces conditions, les équations du modèle se réduisent à l'écriture des bilans de matière partiels dans chaque phase, auxquelles s'ajoutent les relations traduisant les conditions aux limites.

Puisqu'on s'intéresse à l'évolution de la concentration du  $\text{CO}_2$  le long de la colonne d'absorption, on effectue le bilan de matière du soluté «  $\text{CO}_2$  » dans la phase gazeuse sur un élément  $dz$  ( **figure7**).

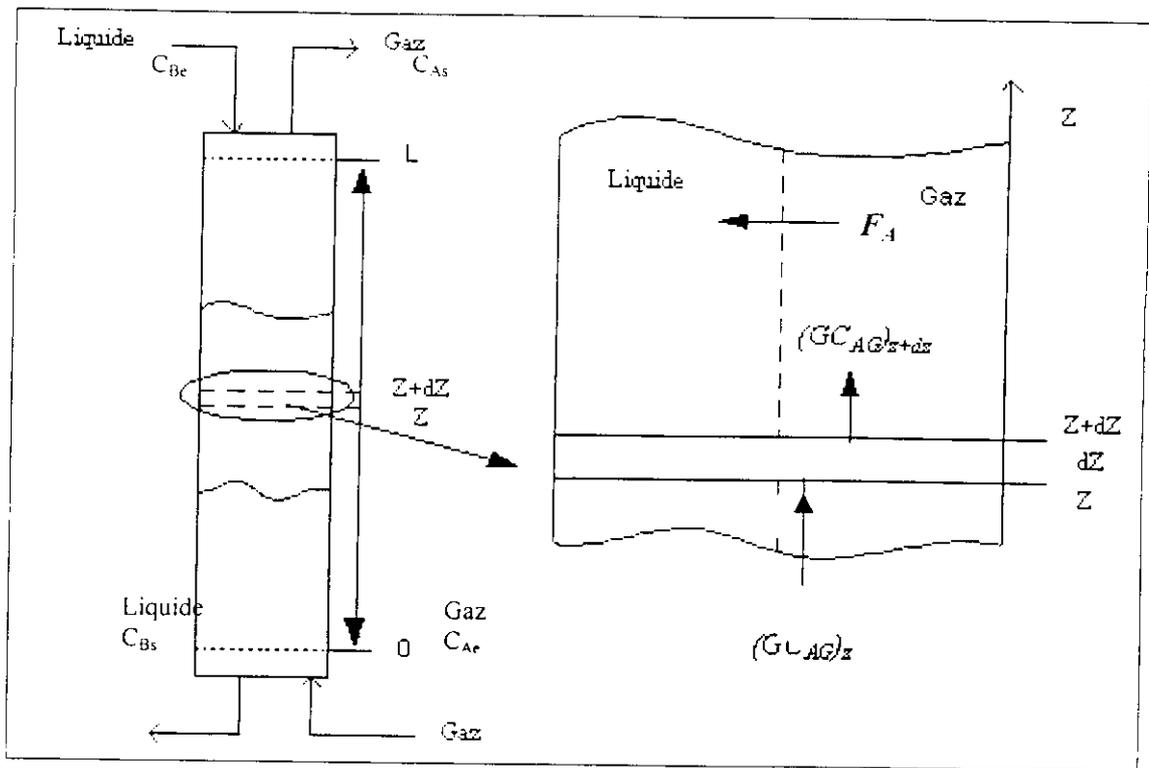


FIGURE 7 : Bilan de matière sur une tranche élémentaire dz.

$$\text{Soluté à l'entrée (z)} = \text{Soluté à la sortie (z + dz)} + \text{soluté transféré} \quad (68)$$

$$\text{Entrée au côté (z)} : \quad (G C_{AG})_z \quad (69)$$

Flux convectif en (z)

$$\text{Sortie au côté (z + dz)} : \quad (G C_{AG})_{z+dz} \quad (70)$$

Flux convectif en (z+dz)

$$\text{La quantité du soluté transférée de la phase gazeuse vers la phase liquide} = F_A \cdot S \cdot dz \quad (71)$$

$$\text{Avec : } F_A = [N_A]_{x=0} \cdot a$$

Soit le bilan de matière sur une tranche dz dans la phase gazeuse :

$$(G C_{AG})_z = (G C_{AG})_{z+dz} + F_A \cdot S \cdot dz \quad (72)$$

$$\text{Or : } (G C_{AG})_{z+dz} = (G C_{AG})_z + \frac{d}{dz} (G C_{AG}) dz \quad (73)$$

Donc l'équation (72) devient finalement :

$$\frac{d}{dz} (G C_{AG}) dz + F_A \cdot S \cdot dz = 0. \quad (74)$$

$$\text{D'où : } \frac{G}{S} \cdot \frac{dC_{AG}}{dz} + F_A = 0. \quad (75)$$

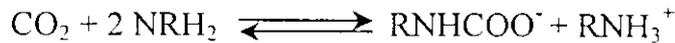
Soit  $U_g = \frac{G}{S}$  la vitesse moyenne d'écoulement, alors l'équation (75) s'écrit :

$$U_g \cdot \frac{dC_{AG}}{dz} + F_A = 0. \quad (76)$$

D'après la figure 6, et en tenant compte des hypothèses suivantes :

- $C_{BL}(x) = C_{Be} = \text{constante}$ , la MEA est en excès par rapport au  $\text{CO}_2$ .
- La réaction entre le composé  $\text{CO}_2$  (A) et la MEA (B) est rapide et du pseudo-premier ordre.

En général, la réaction entre le  $\text{CO}_2$  (A) et la MEA (B) est rapide et du second ordre [6,7,8] et peut s'écrire :



Et la vitesse de réaction s'écrit:  $r = k \cdot C_{AL}(x) \cdot C_{BL}(x).$  (77)

Puisque  $C_{BL}(x) = C_{Be} = \text{constante}$ , alors :  $r = k_1 \cdot C_{AL}(x)$  (78)

Avec :  $k_1 = k \cdot C_{Be}$  (79)

Le bilan de matière en phase liquide pour le composé A, sur une tranche de film liquide d'épaisseur  $dx$ , en tenant compte du transfert de matière avec réaction chimique, s'écrit en appliquant la loi de FICK relative à la diffusion moléculaire :

$$F_A = C_{ALi} \cdot a \cdot \sqrt{k \cdot C_{Be}} \cdot \sqrt{D_{AL}} \quad (80)$$

En admettant que l'équilibre est établi à l'interface gaz-liquide, et pour des faibles concentrations du  $\text{CO}_2$ (A), on peut exprimer cet équilibre par la droite de la forme :

$$C_{AGi} = m \cdot C_{ALi} \quad (81)$$

Puisque par hypothèse, il n'y a pas de résistance en phase gazeuse, on peut donc écrire :

$$C_{AGi} = C_{AG} \quad (82)$$

D'où :  $C_{ALi} = \frac{C_{AG}}{m}$  (83)

$$\text{Le flux } N_A \text{ étant : } F_A = \left( \frac{a}{m} \sqrt{k \cdot C_{Be}} \sqrt{D_{AL}} \right) C_{AG} \quad (84)$$

L'équation ( 76 ) s'écrit donc :

$$U_g \frac{dC_{AG}}{dz} + \frac{a \sqrt{k \cdot C_{Be}} \sqrt{D_{AL}}}{m} C_{AG} = 0. \quad (85)$$

Avec :

$a$  : l'aire interfaciale calculée d'après la formule de Onda et col [3].

Les paramètres utilisés dans la modélisation de la colonne d'absorption sont donnés dans le tableau 1.

$S$	$= 0.0044 \text{ m}^2;$
$m$	$= 1.2 [16];$
$k$	$= 5.868 \text{ m}^3 \cdot \text{mol}^{-1} \cdot \text{s}^{-1} [17];$
$D_{AL}$	$= 1.51 \cdot 10^{-9} \text{ m}^2 \cdot \text{s}^{-1} [18];$
$a$	$= 469.11 ( 1 - \exp(-3.3 \cdot U_L^{0.4}) ).$

**Tableau 2 :** Paramètres utilisés dans la modélisation.

# Chapitre III

**Nomenclature du chapitre :**

- a** : l'aire interfaciale ( $\text{m}^2/\text{m}^3$ )  
**A<sub>p</sub>** : l'aire géométrique du garnissage ( $\text{m}^2/\text{m}^3$ )  
**C** : lieu des points de charge  
**D** : diamètre de la colonne (m)  
**d** : dimension nominale du garnissage (mm)  
**D<sub>p</sub>** : dimension caractéristique du garnissage (m)  
**d<sub>v</sub>** : diamètre de la sphère équivalent à un élément de garnissage (m)  
**e** : épaisseur de paroi des anneaux (mm)  
**E** : lieu des points d'engorgement  
**g** : accélération de la pesanteur ( $\text{m}/\text{s}^2$ )  
**G<sub>m</sub>** : débit massique du gaz (kg/s)  
**H<sub>a</sub>** : nombre de HATTA  
**L** : débit du liquide, par unité de surface de section droite ( $\text{kg}/\text{m}^2 \text{ h}$ )  
**L<sub>m</sub>** : débit massique du liquide (kg/s)  
**N** : nombre d'éléments par  $\text{m}^3$   
**n** : exposant  
**R** : rétention totale, en volume de liquide par unité de volume  
**R<sub>c</sub>** : rétention capillaire ou statique  
**R<sub>e</sub>** : rétention totale de l'eau  
**R<sub>o</sub>** : rétention dynamique ou opératoire  
**V** : volume de la colonne ( $\text{m}^3$ )  
**V<sub>L</sub>** : volume de liquide ( $\text{m}^3$ )  
**V<sub>MA</sub>** : vitesse minimale d'arrosage ( $\text{m}^3/\text{m}^2 \text{ h}$ )  
**V<sub>i</sub>** : volume du vide ( $\text{m}^3$ )  
**V<sub>SG</sub>** : vitesse superficielle du gaz (m/s)  
**V<sub>SL</sub>** : vitesse superficielle du liquide ( $\text{m}^3$ )  
**Y<sub>F</sub>** : ordonnée dans les conditions d'engorgement  
 **$\Delta P/Z$**  : perte de charge du gaz (Pa/m)  
 **$\delta_L, \delta_e$**  : tension superficielle du liquide et d'eau N/m

$\delta_c$  : tension superficielle critique N/m

$\varepsilon_g$  : fraction de vide du garnissage

$\varepsilon_{\text{colonne}}$  : porosité de la colonne

$\rho_L, \rho_G$  : masse volumique du liquide, du gaz ( $\text{kg/m}^3$ )

$\rho_e$  : masse volumique de l'eau ( $\text{kg/m}^3$ )

$\mu_L$  : viscosité du liquide (cPo)

### III.1 INTRODUCTION :

Les colonnes à garnissage représentent une technologie fiable pour effectuer des transferts de matière et de chaleur entre une phase liquide et une phase vapeur circulant le plus souvent à contre courant et à contact continu.

En effet, les gaz sont admis à la base de la colonne sous la grille support du garnissage et sont évacués au sommet. Le liquide est distribué en tête par un système approprié afin de mouiller toute la surface du garnissage. Donc les phases sont en contact dans toute la colonne, pour être séparées seulement en quittant la colonne.

L'échange des constituants entre les phases se fait d'autant mieux que la surface de contact et les turbulences sont importantes; c'est pour cette raison qu'on remplit la colonne d'éléments solides aux formes et aux dimensions judicieusement choisies. [9], [5], [10]

### III.2 EFFICACITE D'UN GARNISSAGE :

Les garnissages sont des éléments offrant un maximum de surface de contact et de porosité, disposés de manière à occuper la totalité du volume de la colonne.

Pour améliorer le contact entre les phases ainsi que l'agitation dans chacune d'elles, on remplit la colonne d'un garnissage, en une ou plusieurs sections, avec des dispositifs de redistribution du liquide au sommet de chaque section garnie.

Un garnissage efficace doit être tel que sa surface par unité de volume soit la plus grande possible et que la résistance à l'écoulement (la perte de charge) soit faible. Par ailleurs, le garnissage ne doit pas retenir du liquide stagnant.

Pour une forme donnée de garnissage, les caractéristiques essentielles sont l'aire géométrique (surface par unité de volume garnie) et la fraction de vide ou porosité.

Il est certes conventionnel mais quelque peu abusif de parler des caractéristiques d'un garnissage sans préciser le diamètre de la colonne dans laquelle elles ont été déterminées ainsi que les conditions de chargement.

Le rapport de la dimension nominale 'd' du garnissage au diamètre 'D' de la colonne joue également un rôle important (inférieur à 1/8 pour les anneaux Raschig); des arcs-boutements se produisent; ces arcs-boutements augmentent la fraction volumique de vide  $\varepsilon$  comme indiqué dans la formule empirique de Reichelet et Blass [11].

$$\varepsilon = 0,374 + 0,626 \left[ 1 - \left( \frac{e}{d} \right) \right]^2 * 0,3 * \left\{ 1 - \left[ 1 - 2 \left( \frac{e}{d} \right) \right]^2 \right\} * (d/D) \quad (86)$$

Avec :

- e : épaisseur de la paroi des anneaux ;
- d : diamètre d'un anneau ;
- D : diamètre de la colonne.

La nature du matériau est également importante, car le liquide doit mouiller la surface du garnissage et y former un film aussi continu que possible, c'est à dire avoir un faible angle de contact.

Une bonne efficacité d'un garnissage est cependant tributaire de la distribution des phases à travers la section de la colonne, et en particulier de celle de la phase liquide au sommet de la colonne [9].

### III.3 DIVERS TYPES DE GARNISSAGES :

Au fil des années, les types de garnissages proposés par les fabricants ont fortement évolués et actuellement on trouve une grande variété.

On distingue trois grandes classes :

1. Les garnissages disposés en vrac ;
2. Les garnissages ordonnés ou structurés
3. Les grilles superposées ;

Dans ce qui suit, les principales caractéristiques des garnissages seront exprimées dans les unités anglo-saxonnes et quelques fois avec leur conversion en unités SI indiquées entre parenthèses [9].

#### III. 3.1 Garnissage en vrac :

Ce sont les premiers garnissages utilisés ; ils ont été développés à partir de deux formes de base : anneaux et selles.

##### a) Anneaux Raschig :(Figure 8.A)

Ce sont des manchons cylindriques de hauteur égale au diamètre extérieur (dimension nominale). Le choix du matériel est extrêmement vaste : céramique (Grille ou porcelaine), graphite, métaux et alliages, plastique et verre. Les dimensions nominales courantes sont comprises entre 6,4 et 102mm (¼, 4 inch) [11].

**b) Anneaux Pall : (Figure 8.B)**

La surface intérieure d'un anneau Raschig se révèle beaucoup moins accessible au mouillage que sa surface extérieure. d'où l'idée de ménager des fentes transversales dans les parois en repoussant de la matière à l'intérieur.

Les anneaux pall ainsi constitués permettent de réduire le volume du garnissage à mettre en œuvre, pour une opération donnée, d'environ 30 à 40 %.

Ces anneaux, de plus en plus répandus, existent en céramique, métaux et plastique, les dimensions nominales courantes sont comprises entre 15,9 et 79 mm. ( $\frac{1}{4}$ , 3 inch) [11]

**c) Anneaux Lessing : (Figure 8.C)**

Les anneaux de Lessing représentent un dérivé des anneaux Raschig, ils possèdent une cloison médiane qui permet d'augmenter leur surface de 20% (mais de l'intérieur où l'efficacité est moindre). On peut les trouver en céramique ou en porcelaine.

**d) Selles de Berl : (Figure 8.D)**

Elles ont une forme dérivée du paraboloïde hyperbolique avec renforcement des arrêtes et adjonction des nervures. Cette forme assure au lit une structure enchevêtrée provoquant un auto blocage qui diminue la poussée exercée par la charge sur les parois de la colonne.

Le volume à mettre en œuvre pour une opération déterminée est sensiblement de 20 % inférieur à celui occupé par des anneaux Raschig. Les dimensions nominales courantes sont comprises entre 6,4 et 76 mm ( $\frac{1}{4}$  à 3 inch)

**e) Selles Intalox : (Figure 8.E)**

Elles ont la forme d'un demi-tore engendrée par un demi-cercle, dont la concavité est tournée vers l'extérieur.

Leur production, est essentiellement en céramique ou en plastique. En première approximation le volume à mettre en œuvre pour une opération déterminée est le même qu'avec celui des selles de Berl.

Les selles intalox permettent d'avoir des débits de 20 à 25% plus élevés que les anneaux Raschig.

Les performances des selles de Berl sont légèrement inférieures. Cependant, grâce à leur forme, ces garnissages sont mieux mouillés que les anneaux ; d'autre part, la tendance à la formation de chemins préférentiels est réduite.

Type	Dimension (mm)		Nombre d'éléments par m <sup>3</sup>	Poids spécifique (kg/m <sup>3</sup> )	Surface spécifique (m <sup>2</sup> )	Fraction de vide (%)
	Diamètre	Epaisseur				
Anneaux Raschig céramique	51.0	6.5	6 000	650	95	75
	38.0	6.5	15 000	700	130	68
	25.0	3.0	48 000	700	200	73
	19.0	2.5	100 000	700	240	72
	13.0	2.5	370 000	800	370	64
	9.5	1.5	900 000	800	500	65
	6.3	0.8	3 000 000	800	800	70
Anneaux Raschig acier	51.0	1.2	6 000	460	100	94
	38.0	0.9	15 000	480	140	94
	25.0	0.7	48 000	560	210	93
	19.0	0.6	100 000	580	270	92
	13.0	0.5	370 000	700	400	91
	9.5	0.5	900 000	930	600	88
	6.3	0.5	3 000 000	1 400	800	82
Anneaux Lessing céramique	51	9.5	8 500	800	110	68
	38	6.5	14 000	900	150	60
	25	3.0	46 000	800	220	66
Anneaux Lessing acier	51.0	1.2	8 500	580	120	93
	38.0	0.8	14 000	610	170	92
	25.0	0.7	46 000	690	250	91
	13.0	0.6	370 000	880	500	89
	6.3	0.5	3 000 000	1 600	1 000	80
Selles de Berl céramique	51.0		8 800	640	110	77
	38.0		22 000	610	150	75
	25.0		80 000	720	250	70
	13.0		620 000	900	480	65
	6.3		4 600 000	900	1 000	62
Selles Intalox céramique	51		9 400	760	118	79
	38		25 000	670	195	80
	25		84 000	705	255	77
	19		210 000	710	335	77
	13		730 000	720	625	78
Anneaux de Pall acier	51		6 040	358	102	96
	38		13 000	415	130	95
	25		49 6000	480	205	94
	16		210 000	490	340	93
Anneaux de Pall plastique	51		6 360	72	100	92
	38		13 600	76	130	91
	25		50 100	88	205	90
	16		214 000	116	340	87
Metal Intalox acier	50		14 700			97.8
	40		46 960			97.3
	25		157 800			96.7
Sup-Intalox céramique	50		6 350	620		77
	25		52 600	570		75
Tellerette	25		35 300	119	180	90
Cascade Miniring acier	76					
	51					
	38					
	25					
Cascade Miniring plastique	76					
	51					
	25					

Tableau 2 : Caractéristiques géométriques de quelques garnissages en vrac.



Figure 8 : Différents types de garnissages.

### III. 3.2 Garnissages structurés : [11]

Ce sont des treillages métalliques assemblés suivant des géométries variées, on trouve ainsi des garnissages proposés par Sulzer, GoodLoe, Koch, Glitsch ou Nutter. Ils sont généralement fabriqués à partir de fines tôles de métal percées de petits trous, gaufrées et/ou plissés, empilées en couches maintenues avec un certain espacement par le relief des gaufrures ou des plis (**Figure 9**).

Les écoulements de la vapeur et du liquide sont donc contrariés par ces couches successives et canalisées dans les interstices dont la direction est alternée.

Ces garnissages sont assemblés en blocs cylindriques ou parallélépipédiques tels que la colonne puissent être complètement remplie par empilement de ces blocs (**Figure 10**).

Type	Géométrie de la structure				assemblage			$A_p$ ( $m^2/m^3$ )	Fraction du vide $\epsilon$
	$\alpha$ (degr)	h (cm)	B (cm)	L (cm)	H (cm)	B (degr)	$\theta$ (degr)		
Mellapak	45	1,19	2,41	1,70	21,0	90	45	125 - 500	0,95
Flexipac	45	1,24	2,59	1,80	26,7	90	45	220	0,91 - 0,98
Gempak	45	0,61 - 2,54	1,09 - 5,08	0,91 - 3,66	24,8	90	45	115 - 450	0,91 - 0,96
Intalox	28	1,04	3,89	2,23	27,9	--	45	220	0,97
Montz	37	1,50	4,00	2,50	20,3	90	45	98 - 300	0,94
Max-pak	45	1,59	2,87	2,13	30,5	90	45	250	0,975
Sulzer-BX	45	0,63	1,27	0,89	17,8	90	60	490	0,90

Tableau 3: Paramètres caractéristiques de quelques garnissages.

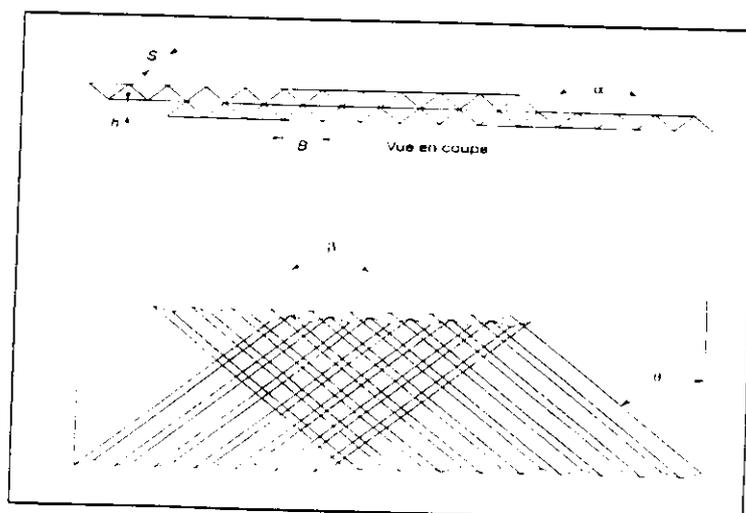


Figure 9 : Schéma montrant la géométrie des garnissages structurés, ainsi que les dimensions caractéristiques.

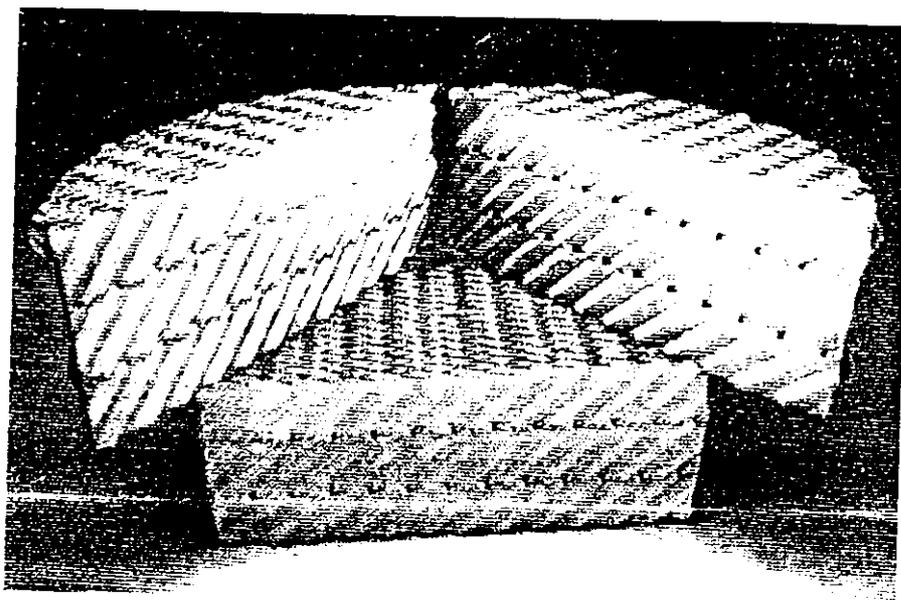


Figure 10 : Photo d'un garnissage structuré Intalox.

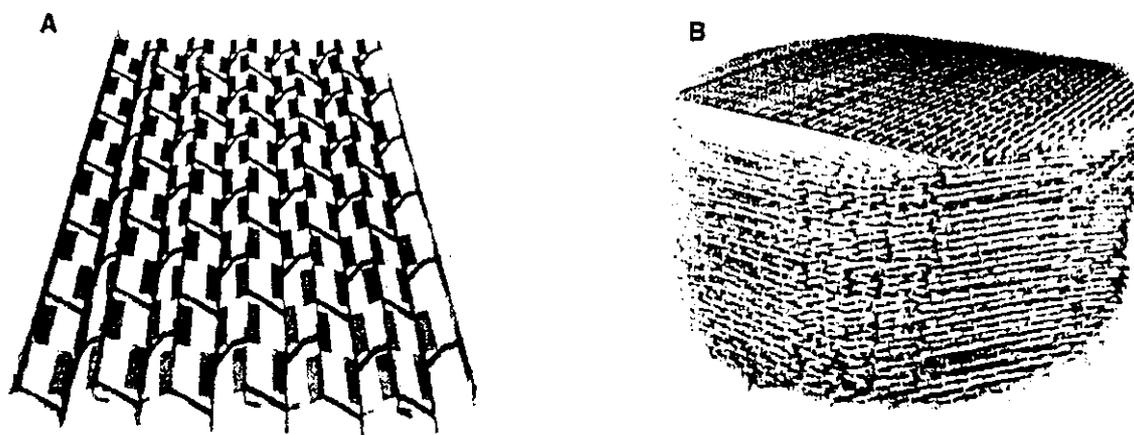


Figure 11 : Photographie d'une grille GLITSCH EF25A.

A. Élément de 1,8 m de long et 38 cm de large.

B. Empilement de ces grilles constituant un garnissage.

### III.3.3 Les grilles [11] :

Les grilles, généralement en métal, sont en fait issues, dans leur principe, des grilles en bois utilisées autrefois dans les tours de refroidissement. Il s'agit de couches alternées de grilles métalliques plus ou moins élaborées, obtenues comme pour les garnissages structurés à partir de tôles qui sont gaufrées ou plissées, et largement perforées.

La principale caractéristique de ces grilles est le taux de vide élevé, conduisant à une perte de charge réduite, une forte capacité et une relative tolérance pour les particules solides qui pourraient être en suspension dans le liquide.

Les divers fournisseurs de garnissage proposent de telles grilles, qui trouvent des applications essentiellement dans les tours de distillation sous vide.

Dans le tableau ci dessous (Tableau 4), nous donnons quelques caractéristiques de grilles proposées par Glitsch (1986) sous l'appellation EF 25A voir (Figure 11).

% vide	Epaisseur (mm)	Poids/vol (kg/m <sup>3</sup> )	Dimensions d'un panneau (mm)		
			Hauteur	largeur	longueur
97	1,2	180	54	388	1534
97	1,5	225	54	388	1534
97	2,0	300	54	388	1534

Tableau 4

### III.4 CONSTRUCTION DES COLONNES GARNIES :

Le fonctionnement d'un lit de garnissage dépend fondamentalement :

- De la distribution du liquide et du gaz ;
- Du choix d'une dimension nominale du garnissage compatible avec le diamètre de la colonne ;
- Du soin apporté à la mise et au maintien en place de la charge;

#### III.4.1 Support du garnissage et distribution de la phase gazeuse :

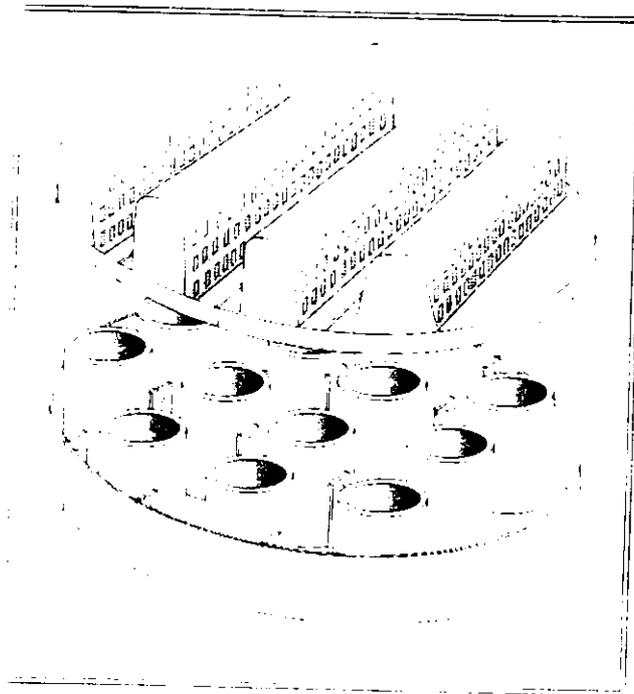
Les dispositifs d'introduction des fluides dans la colonne doivent être soigneusement étudiés si l'on veut éviter une perte d'efficacité qui peut être considérable.

L'introduction de la phase vapeur dans la colonne ne pose pas de problèmes particuliers, à condition de respecter quelques règles simples :

- Utilisation d'un tube perforé de diamètre suffisamment gros pour éviter des vitesses excessives et une perte de charge trop importante ;
- Ce tube peut être immergé dans le liquide, si l'alimentation est totalement vaporisée, ou être placé au dessus du niveau liquide en fond de colonne, dans le cas d'une introduction d'une phase mixte.

Une bonne distribution du gaz dans le garnissage est obtenue à l'aide de plateaux perforés munis de cheminées qui pénètrent dans le garnissage et par lesquelles le gaz est injecté ( **Figure 12**).

Un engorgement peut s'amorcer au niveau du support. Il est donc fondamental de vérifier qu'une grille distributrice offre (associée avec le garnissage qu'elle supporte) une fraction de vide superficielle au moins égale à celle du garnissage seul.



**Figure 12** : Schéma montrant une possibilité de grilles support garnissage permettant une introduction bien répartie de la phase vapeur.

#### III.4.2 Distribution de la phase liquide et fixation du garnissage [11] :

La phase liquide doit traverser le lit du garnissage sous forme d'un ruissellement en l'absence de cascade. La quantité du liquide qui excède la quantité maximale acceptable par le film est chassée par le gaz vers les parois de la colonne ; au voisinage des parois, le liquide trouve une zone de moindre turbulence dans laquelle il poursuit sa chute en cascade, alors que sa présence est possible au centre de la colonne des régions où le garnissage n'est pas assez mouillé pour offrir un film continu.

L'existence d'une cascade à faible surface volumique dans une zone de faible turbulence et celle de surfaces sèches dans les zones de forte turbulence sont deux phénomènes notablement défavorables à l'échange de masse entre phases.

Les garnissages actuels se distinguent des garnissages conventionnels par un gouttage important d'une partie de la surface d'un élément sur une autre partie du même élément ou sur le suivant pour y reformer un film. Ce phénomène ne doit pas être confondu avec un écoulement en une cascade qui ne peut se résorber en un film de ses points de chute.

Pour éviter l'établissement de passages préférentiels, la répartition du liquide au dessus du lit de garnissage doit être aussi uniforme que possible. Pour satisfaire aux impératifs précédents, il faut :

- vérifier l'horizontalité des distributeurs
- veiller à ce que les distributeurs aient une section suffisante et soient pourvus d'une alimentation maillée afin de minimiser les pertes de pression qui favoriseraient certains trous aux dépens des autres.

Si les dispositions précédentes sont respectées, l'écoulement préférentiel du liquide le long des parois est négligeable et on peut envisager des hauteurs garnies atteignant dix mètres sans devoir interposer un plateau redistributeur.

Il est recommandé de maintenir le garnissage au moyen d'une grille posée et fixée au dessus de chaque lit, cette grille pouvant être solidaire du dispositif de distribution du liquide. L'expérience montre en effet qu'une brusque décompression (ouverture d'une soupape de sûreté par exemple) peut s'accompagner d'un entraînement d'éléments de garnissage si les précautions précédentes n'ont pas été prises.

Il existe une relative variété de distributeurs de liquide, parmi lesquels on peut distinguer quatre types principaux :

1. les systèmes à châteaux parallèles et écoulement à travers des orifices disposés le long des parois verticales. (**Figure 13.a**).
2. les tubes perforés disposés parallèlement ou de manière concentrique. (**Figure 13.b**).
3. les systèmes avec buses de pulvérisation. (**Figure 13.c**).
4. les systèmes à cuvette de rétention et écoulement du liquide à travers des orifices répartis sur toute la surface : des cheminées circulaires ou rectangulaires assurent le passage du gaz. (**Figure 13.e**).

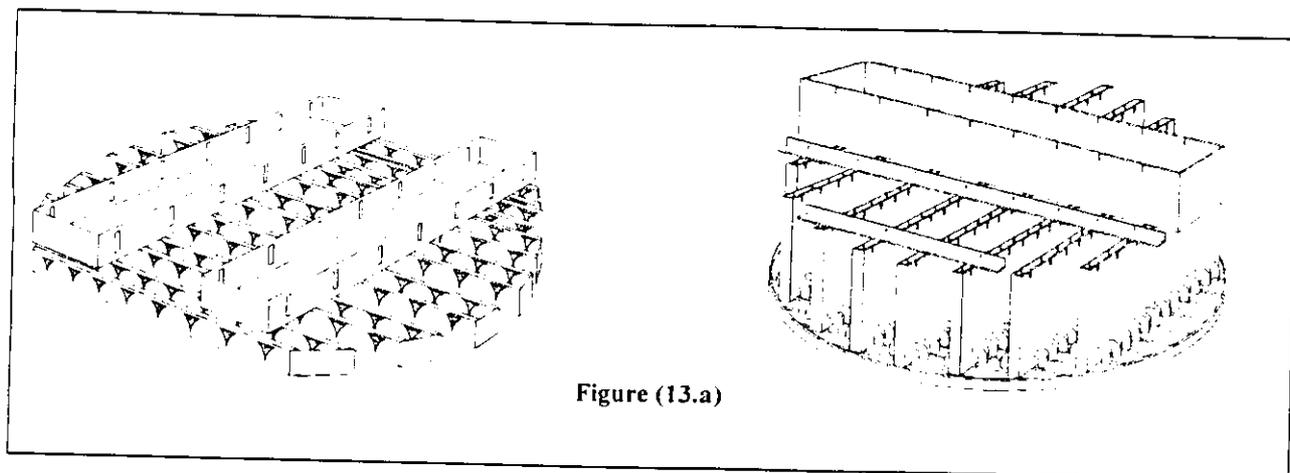


Figure (13.a)

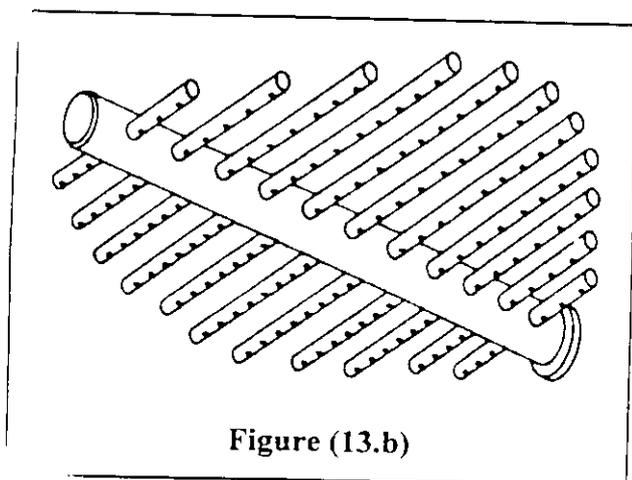


Figure (13.b)

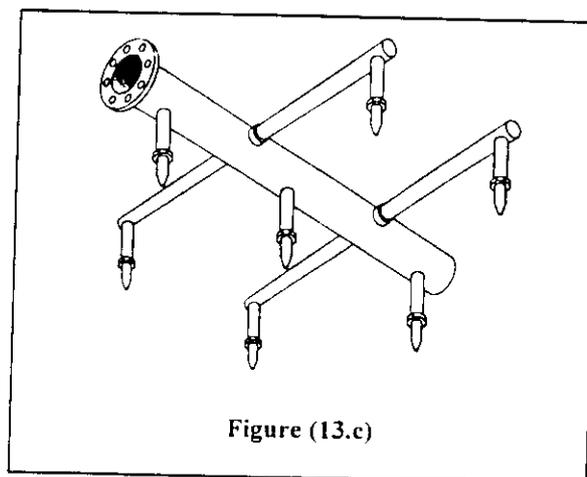


Figure (13.c)

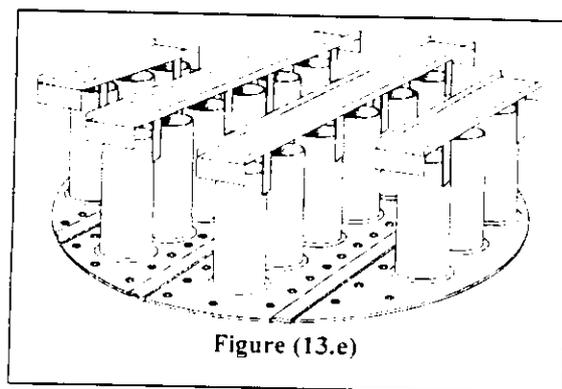


Figure (13.e)

Figure 13 : Différentes variétés de distributeurs de liquide.

### III.4.3 Mise en place du garnissage :

La mise en place du garnissage est une opération délicate. En aucun cas on ne doit le laisser tomber en chute libre dans l'air : de tels erreurs aboutissent à une casse ou à une déformation importante des garnissages, ce qui favorise les passages préférentiels, augmente la perte de pression et les risques d'engorgement. La plus simple des méthodes préconisées consiste à remplir la colonne d'eau avant chargement.

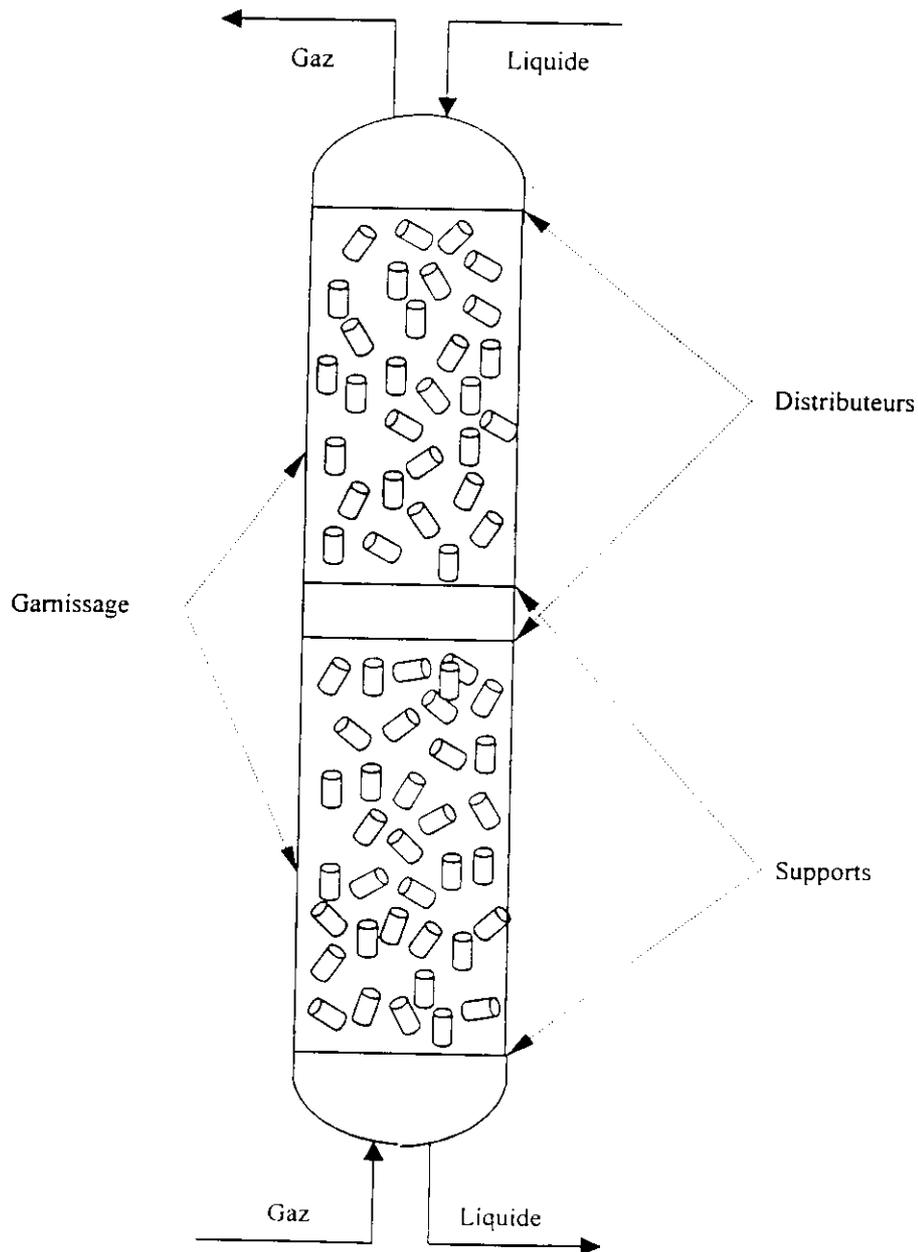


Figure 14 : Colonne à garnissage.

### III.4.4 Dimensions d'une colonne à garnissage [9]:

Quel que soit le type de garnissage, sa dimension doit être adaptée au diamètre de la colonne : la limite supérieure généralement admise est 1/10 du diamètre de la tour ; selon Eckert (1961) il vaut mieux prendre comme limite 1/30 du diamètre de la tour pour les anneaux Raschig, 1/10 pour les anneaux Pall, 1/15 pour les Selles de Berl et Intalox, sinon la distribution des fluides risque d'être non uniforme.

En effet, pour de faibles diamètres de colonne, la fraction de vide près de la paroi étant supérieure à celle au sein du garnissage, des passages préférentiels s'établissent le long de la paroi. Cependant, si on utilise un garnissage trop petit, le débit du liquide peut devenir insuffisant pour que toute la surface puisse être mouillée et la perte de charge a tendance à augmenter.

Il est avantageux en général d'avoir dans la colonne plusieurs tronçons garnis, séparés par des redistributeurs. On diminue ainsi les risques de formation de chemins préférentiels. La hauteur à donner à un tronçon garni dépend du garnissage et de ses dimensions : environ trois fois le diamètre de la tour pour les anneaux Raschig de cinq à dix fois le diamètre pour les anneaux Pall ou les selles de Berl ou Intalox et, dans tout les cas pas plus de six mètres selon Eckert.

Chaque section de garnissage est supportée par une grille qui ne doit pas introduire une résistance à l'écoulement des fluides supérieure à celle du remplissage. Souvent cette grille comporte des ondulations relativement importantes afin de faciliter l'arrivée de la phase gazeuse à l'intérieur du garnissage (voir figure 13.e).

## III.5 CARACTERISTIQUES DES COLONNES A GARNISSAGE :

### III.5.1 Engorgement et perte de charge [2] :

Une approche générale pour calculer perte de charge et caractéristiques d'engorgement est donnée par LEVA [7] repris par WUITHIER [5], tandis que leurs limites de validité sont discutées par ECKERT [8]. Les courbes classiques peuvent être mises sous forme de corrélations (voir annexe 2).

Il existe une bonne corrélation graphique des points d'engorgement [5]. Le diagramme (**Figure 15**) comporte :

En abscisse :

$$X = \frac{L_m}{G_m} \sqrt{\frac{\rho_G}{\rho_L}} \quad (87)$$

En ordonnée :  $Y$  et  $Y_F$

$$Y = \frac{V_{SG}^2 A_p}{g \varepsilon_g} \left( \frac{\rho_G}{\rho_L} \right) \left( \frac{\rho_e}{\rho_L} \right) \mu_L^{0.2} \quad (88)$$

Avec :

- $Y_F$  : ordonnée dans les conditions d'engorgement ;
- $L_m, G_m$  : débit massique du liquide, du gaz (kg/s) ;
- $\rho_L, \rho_G$  : masse volumique du liquide, du gaz (kg/m<sup>3</sup>) ;
- $\rho_e$  : masse volumique de l'eau (kg/m<sup>3</sup>) ;
- $V_{SG}$  : vitesse superficielle du gaz (m/s) ;
- $A_p$  : l'aire géométrique du garnissage (m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>) ;
- $\varepsilon_g$  : fraction de vide du garnissage ;
- $\mu_L$  : viscosité du liquide (cPo) ;
- $g$  : accélération de la pesanteur (m/s<sup>2</sup>).

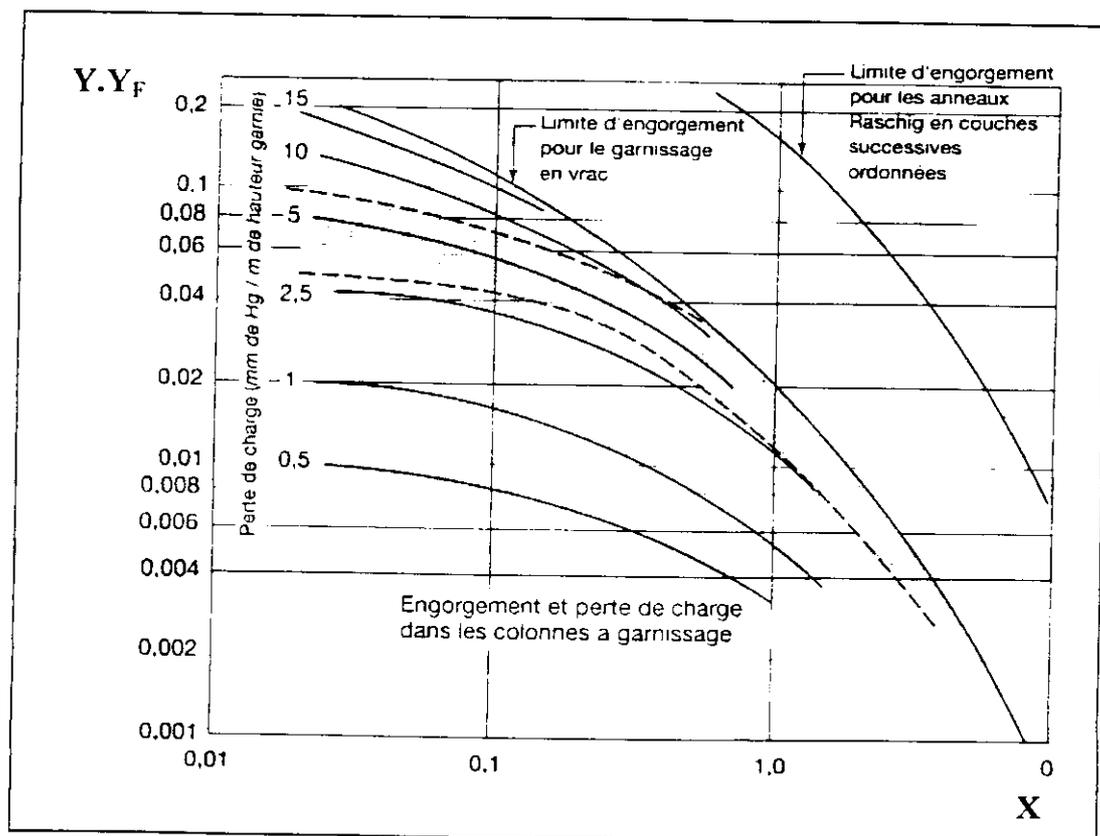


Figure 15: Courbe donnant des limites d'engorgement en fonction de la perte de charge.

### III.5.2 Variation de la perte de charge en fonction des débits massiques de gaz et de liquide [12] :

La Figure 16 permet d'étudier les variations des pertes de charge en fonction des débits liquides et gazeux et de définir deux états caractéristiques des colonnes à garnissage.

Lorsqu'on fait passer un gaz dans un lit garni sec (sans débit liquide) la perte de charge augmente en général linéairement avec l'augmentation du débit gazeux. Pour un débit  $L_{mi}$  relativement faible, la courbe suit d'abord une voie parallèle à la précédente, puis on observe qu'à un certain débit de gaz, la perte de charge se met à augmenter plus rapidement en fonction du débit du gaz ; c'est le point de saturation du point de charge C.

Si on continue à augmenter le débit du gaz, la rétention opératoire du liquide augmente rapidement et l'on atteint le second point caractéristique E où la perte de charge augmente soudainement dans des proportions vertigineuses.

La vitesse du gaz est suffisamment grande à ce moment pour empêcher le liquide de s'écouler sous l'effet de la pesanteur et le forcer à s'accumuler en couches plus ou moins épaisses à divers endroits de la colonne ; c'est le point d'engorgement et la colonne ne peut plus fonctionner. À des débits supérieurs de liquide, les mêmes phénomènes se présentent avec des pertes de charge de plus en plus grandes pour une valeur donnée du débit gazeux.

Il est important de noter que le point d'engorgement est, non pas un débit ou une vitesse de liquide (ou de gaz), mais plutôt l'association ou la combinaison de deux débits gazeux et liquides produisant une augmentation "verticale" de la pression.

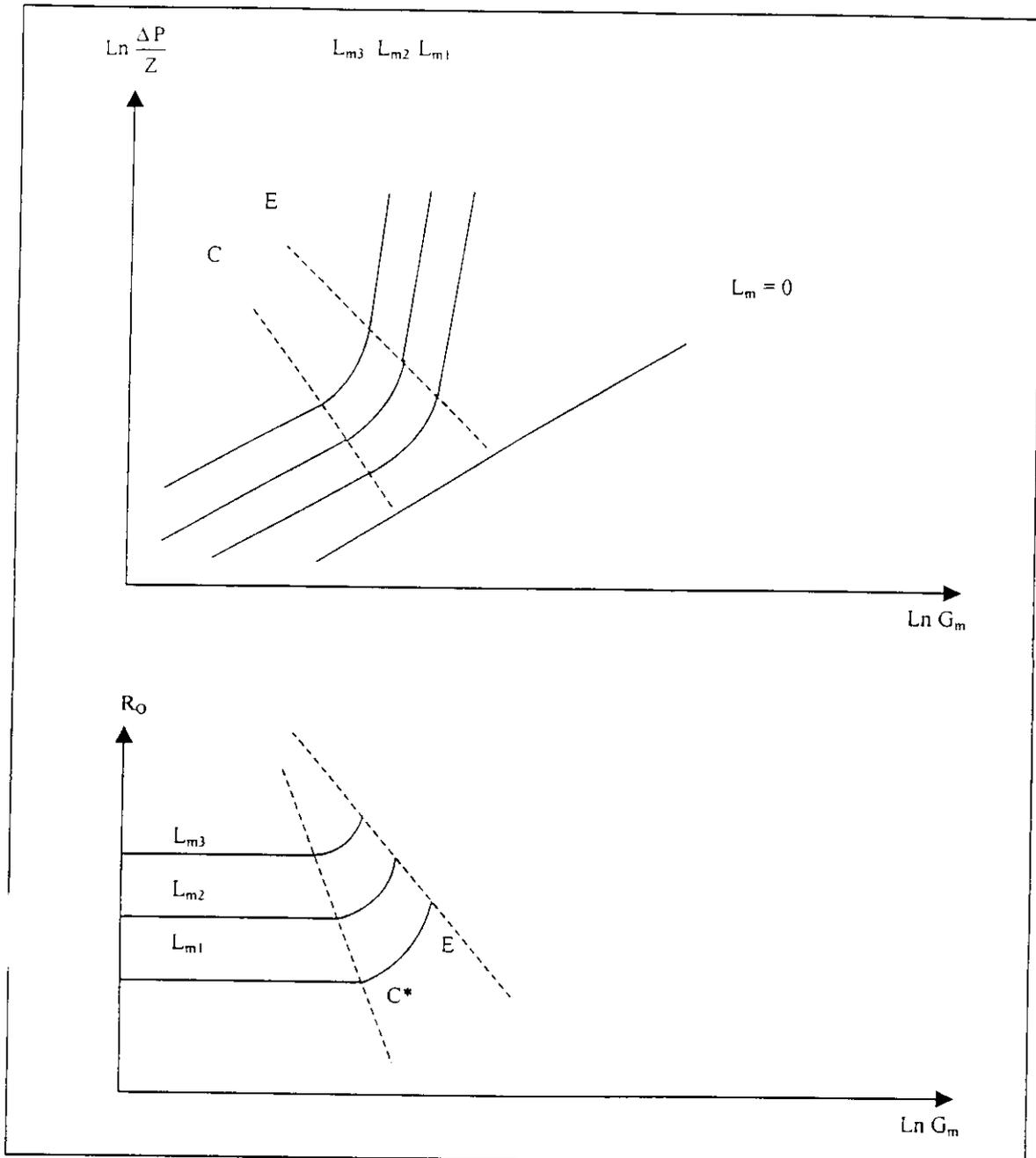


Figure 16 : Variation de la perte de charge et de la rétention en fonction des débits massiques de gaz et de liquide.

Avec :

- $\frac{\Delta P}{Z}$  : perte de charge du gaz (Pa/m) ;
- $G_m$  : débit massique du gaz (kg/s) ;
- $L_m$  : débit massique du liquide (kg/s) ;
- C : lieu des points de charge ;
- E : lieu des points d'engorgement ;
- $R_o$  : rétention opératoire.

### III.5.3 Rétention du liquide [11] :

La rétention liquide est le volume de liquide accumulé par unité de volume garni. La rétention *totale*  $R$  est la somme de la rétention *capillaire*  $R_C$  (rétention statique) et de la rétention opératoire  $R_O$  (rétention dynamique).

#### III.5.3.1 La rétention capillaire ou rétention statique ( $R_C$ ) :

La rétention statique n'est pas affectée par les écoulements du gaz et du liquide (c-à-d qu'elle ne dépend pas du taux de mouillage) et correspond au liquide qui reste définitivement emprisonné, principalement aux points de contact entre les éléments du garnissage et dans les pores du solide.

Cette rétention augmente avec la viscosité du liquide, par contre, elle diminue quand la dimension nominale du garnissage croît, les passages offerts au liquide étant alors plus importants.

On définit d'une manière générale la rétention liquide ( $R$ ) ramené au volume de la colonne comme étant :

$$R = \frac{\text{volume du liquide retenu aux points de contact entre éléments de garnissage}}{\text{volume de la colonne}} = \frac{V_L}{V} \quad (89)$$

On définit la porosité de la colonne  $\epsilon_{\text{colonne}}$  comme étant :

$$\epsilon_{\text{colonne}} = \frac{\text{Volume du vide}}{\text{Volume de la colonne}} = \frac{V_i}{V} \quad (90)$$

#### III.5.3.2 La rétention dynamique ( $R_O$ )

Elle correspond au liquide qui s'accumule dans la colonne en fonctionnement mais qui peut s'écouler immédiatement après l'arrêt, elle est donc fonction du taux de mouillage, ce dernier étant le quotient du volume du liquide par le volume de la colonne.

#### III.5.3.3 La rétention totale ( $R$ )

$$\text{La rétention totale :} \quad R = R_C + R_O \quad (91)$$

La rétention est considérée comme un paramètre très important, surtout pour les situations suivantes :

- Utilisation de la colonne comme réacteur chimique, dans le quel, se déroule une réaction lente ( $Ha < 0.3$ ) [2] ;
- Utilisation de la colonne pour les distillations discontinues, où la rétention permet de connaître la précision avec la quelle sont successivement séparés les constituants d'un mélange [12].

On peut constater que la rétention reste constante avant le point de charge, puis elle augmente rapidement jusqu'à l'engorgement de la colonne (**Figure 16**).

Un certain nombre de paramètres est susceptible d'influer sur la rétention : viscosité, tension superficielle, masse volumique, dimension du garnissage et débit de liquide.

Parmi les nombreuses expressions proposées pour la détermination de R, il semble que ce soit la relation de JESSER et ELGUIN qui donne les meilleurs résultats. Elle exprime la rétention totale R en fonction de la rétention relative à l'eau dans les mêmes conditions de fonctionnement :

- **Formule de JESSER et ELGUIN [12, 13] :**

$$R = R_e \mu_L^{0.1} \left( \frac{\rho_e}{\rho_L} \right)^{0.78} \left( \frac{\delta_e}{\delta_L} \right)^n \quad (92)$$

Où :

- R : rétention totale, en volume de liquide par unité de volume occupé par le garnissage ;
- $R_e$  : rétention totale de l'eau ;
- $\mu_L$  : viscosité du liquide, en centipoises ;
- $\rho_L, \rho_e$  : masse volumique du liquide, et d'eau ( $\text{kg/m}^3$ ) ;
- $\delta_L, \delta_e$  : tension superficielle du liquide, et d'eau (N/m) ;
- n : exposant, dont on trouve quelques valeurs en fonction de L dans le tableau suivant :

<b>L (<math>\text{kg/h.m}^2</math>)</b>	25000	50000	75000	100000	125000
<b>n</b>	0.38	0.32	0.23	0.18	0.14

La valeur de  $R_e$  peut être déterminée par la formule ci-dessous :

$$R_e = 0.0011 \left( \frac{L}{d_v} \right)^{0.6} \quad (93)$$

Avec :

$L$  : débit du liquide, par unité de surface de section droite ( $\text{kg/m}^2 \cdot \text{h}$ ) ;  
 $d_v$  : diamètre de la sphère équivalente à un élément de garnissage (m).

Pour calculer ( $d_v$ ), on considère que la sphère équivalente possède le même volume qu'un élément du garnissage, c'est-à-dire :

$$d_v = \left[ \frac{6(1-\varepsilon_g)}{\pi N} \right]^{1/3} \quad (94)$$

Où :

$\varepsilon_g$  : fraction de vide du garnissage ;  
 $N$  : étant nombre d'éléments par  $\text{m}^3$ .

• **Formule de FARID et GUNN [2, 14] :**

$$R = 2.57 \left( \frac{D_p V_{SL} \rho_L}{\mu_L} \right)^{0.43} \left( \frac{D_p^3 g \rho_L}{\mu_L^2} \right)^{-0.37} (a D_p)^{0.85} \quad (95)$$

Avec :

$R$  : rétention totale ;  
 $D_p$  : dimension caractéristique du garnissage (m) ;  
 $\rho_L$  : masse volumique du liquide ( $\text{kg/m}^3$ ) ;  
 $\mu_L$  : viscosité du liquide ( $\text{kg/m} \cdot \text{s}$ ) ;  
 $g$  : accélération gravitationnelle ( $\text{m/s}^2$ ) ;  
 $a$  : aire interfaciale ( $\text{m}^2/\text{m}^3$ ) ;  
 $V_{SL}$  : vitesse superficielle du liquide (m/s).

### III.5.4 Vitesse d'arrosage du liquide [2] :

Pour pouvoir modifier la fraction du garnissage réellement mouillé, le contrôle de la vitesse d'arrosage est nécessaire. Or, par soucis d'économie, une **vitesse minimale d'arrosage**, notée  $V_{MA}$  est utilisée dans les opérations d'absorption. Pour déterminer la valeur de cette vitesse, des chercheurs ont proposé quelques valeurs :

- **Proposition de MORRIS et JACKSON [10] :**

Ces deux chercheurs ont fixé la valeur suivante :

$$V_{MA} = \frac{V_{SL}}{A_p} \geq 0,08 \text{ (m}^3/\text{m.h)}; \quad (96)$$

Avec :

$V_{SL}$  : vitesse superficielle du liquide (m/h) ;  
 $A_p$  : l'aire géométrique du garnissage (m<sup>2</sup> théorique/m<sup>3</sup> de lit).

MORRIS et JACKSON ont considéré que si l'on dépasse la valeur de 0,08, la fraction du garnissage mouillé sera égale à un; mais, l'expression de ONDA ne vérifie pas cette considération ; la valeur proposée permet juste d'éviter des sous-arrosages trop importants.

Des valeurs inférieures à 0,08 peuvent être obtenues grâce à une relation qui fait intervenir la tension superficielle [15] :

$$V_{MA} = \frac{V_{SL}}{A_p} \geq 3,5 \cdot 10^{-3} \left( \frac{\delta_e}{\delta_c} \right)^2 \text{ (m}^3/\text{m.h)}; \quad (97)$$

Où :

$\delta_c$  : tension superficielle critique (N/m) ;  
 $\delta_e$  : tension superficielle de l'eau (N/m).

# Chapitre IV

## Nomenclature du chapitre :

<b>a</b>	:aire interfaciale ( $m^2$ théorique/ $m^3$ de lit)
<b>a<sub>p</sub></b>	:surface du grain ( $m^2$ )
<b>A<sub>p</sub></b>	:aire géométrique du garnissage ( $m^2/m^3$ )
<b>C</b>	:concentration de la MEA à l'entrée de la colonne (mol/l)
<b>C<sub>MEA</sub></b>	:concentration de la MEA à la sortie de la colonne (mol/l)
<b>C<sub>(e)</sub></b>	:concentration du CO <sub>2</sub> à l'entrée de la colonne(mol/m <sup>3</sup> )
<b>C<sub>(s)</sub></b>	:concentration du CO <sub>2</sub> à la sortie de la colonne(mol/m <sup>3</sup> )
<b>D</b>	:diamètre extérieur du grain (m)
<b>d</b>	:diamètre intérieur du grain (m)
<b>D<sub>AL</sub></b>	:coefficient de diffusion du CO <sub>2</sub> dans la phase liquide ( $m^2/s$ )
<b>D<sub>colonne</sub></b>	:diamètre de la colonne (m)
<b>D<sub>p</sub></b>	:dimension caractéristique du grain (m)
<b>e</b>	:l'épaisseur du grain (m)
<b>F<sub>CO2</sub></b>	:débit molaire du CO <sub>2</sub> (mol/s)
<b>F<sub>MEA</sub></b>	:constante de vitesse de la réaction ( $m^3/mol. s$ )
<b>L=Q<sub>MEA</sub></b>	:débit volumique du liquide (l/h)
<b>m</b>	:pente de la droite d'équilibre physique entre phase
<b>n</b>	:nombre de grain (anneaux de Raschig)
<b>Q<sub>AIR</sub></b>	:débit volumique de l'air ( $m^3/s$ )
<b>Q<sub>CO2</sub></b>	: débit volumique du CO <sub>2</sub> ( $m^3/s$ )
<b>r</b>	:vitesse de la réaction ( $mol/m^3.s$ )
<b>S<sub>p</sub></b>	:surface spécifique du grain ( $m^2/m^3$ )
<b>U<sub>g</sub></b>	:vitesse superficielle du gaz (m/s)
<b>V<sub>0</sub></b>	:volume occupé par le garnissage au sein de la colonne ( $m^3$ )
<b>V<sub>1</sub></b>	:volume de la colonne à garnissage ( $m^3$ )
<b>V<sub>2</sub></b>	:volume du vide au sein de la colonne ( $m^3$ )

$V_P$	: volume de la phase dispersée ( $m^3$ )
$V_{SL}$	: vitesse superficielle du liquide (m/s)
$Z$	: hauteur de la colonne garnie (m)
$\rho_L$	: masse volumique du liquide ( $Kg / m^3$ ).
$\sigma$	: tension superficielle relative à la phase liquide (N / m).
$\sigma_C$	: tension superficielle critique relative au matériau du garnissage (N / m)
$\mu_L$	: viscosité dynamique du liquide ( $P \cdot s / m.s$ ).
$\varepsilon_g$	: fraction de vide du garnissage
$\varepsilon_{colonne}$	: porosité de la colonne
$\Delta P/Z$	: perte de charge du gaz (Pa/m)

## IV.1 CHOIX DE L'INSTALLATION PILOTE :

A l'échelle pilote, le diamètre de la colonne ne doit pas être obligatoirement grand, car les manipulations que nous effectuons, ne demandent pas d'assez grandes quantités de produits.

Dans notre cas, l'installation est en verre car nous travaillons sous faible pression, donc il ne peut y avoir des risques d'explosion d'une part, et d'autre part ceci nous permet de mieux suivre les essais visuellement.

Dans les colonnes à garnissage, l'effet de la distribution de la phase liquide prend une importance particulière, et un soin spécial doit être apporté au choix et à la réalisation de ces dispositifs.

Un garnissage réalise une certaine redistribution, liée à la dispersion radiale propre au garnissage. Les garnissages en vrac assurent une meilleure redistribution.

La distribution initiale doit donc être adaptée au type de garnissage et en particulier à sa taille, qui conditionne la distribution spécifique du garnissage (inférieure ou égale à  $1/8$  du diamètre de la colonne) ; d'autre part la hauteur d'un lit ne doit pas dépasser 80 fois le diamètre du garnissage [2].

## IV.2 DESCRIPTION ET FONCTIONNEMENT DE LA COLONNE :

La colonne d'absorption que nous avons utilisé a une hauteur de 160 cm, un diamètre de 7,5 cm, et est entièrement fabriquée en verre; elle est constituée de deux tronçons superposés dont la hauteur est de 80 cm chacun; chaque tronçon contient un garnissage de 63 cm de hauteur, donc la hauteur totale du garnissage en vrac sera de 126 cm; le garnissage est constitué d'anneaux Raschig en PVC dont le diamètre est de 10 mm.

La colonne fonctionne en continu et en discontinu et peut être alimentée en deux points, qui se trouvent en tête de chaque tronçon, ce qui nous donne le choix d'utiliser toute la hauteur de la colonne, ou sa moitié.

La circulation du liquide à travers toute la colonne est assurée à l'aide d'une pompe qui refoule des débits variant entre 5 et environ 260 l/h. Et pour récupérer le liquide, nous avons équipé l'installation de trois réservoirs de 50 l chacun.

L'échantillonnage est assuré grâce au robinet de prélèvement placé avant les réservoirs de récupérations.

Les débits des différents fluides sont contrôlés par des débitmètres, qui ont été préalablement étalonnés ( voir annexe 4).

### IV.2.1 Alimentation liquide :

Pour l'utilisation des deux tronçons de la colonne, on ferme la vanne (I) et on ouvre la vanne (II). Pour un seul tronçon, on ferme la vanne (II) et on ouvre la vanne (I). D'autre part, la circulation du liquide dans la colonne peut se faire en circuit fermé ou ouvert :

**a) Circuit fermé :**

Pour avoir un fonctionnement en circuit fermé, on ferme la vanne (IV) et on ouvre la vanne (III).

**b) Circuit ouvert :**

Pour avoir un fonctionnement en circuit ouvert, on ferme la vanne (III) et on ouvre la vanne (IV).

### IV.2.2 Alimentation Gaz :

Le dispositif est équipé d'un compresseur qui assure l'alimentation en air. quant au CO<sub>2</sub>, il provient d'une bouteille conçue spécialement pour les usages industriels, cette dernière est munie d'un manodétendeur qui sert à contrôler le débit de sortie du CO<sub>2</sub>.

### IV.2.3 Contrôle et régulation :

Le réglage doit procurer un fonctionnement stable de la colonne ; comme nous ne disposons pas de régulateurs numériques, nous avons utilisé des débitmètres à vanne permettant ainsi une régulation manuelle.

Les prises d'échantillons doivent être faites de façon à obtenir des échantillons représentatifs dont le prélèvement ne perturbe pas le fonctionnement de l'installation. Pendant chaque essai, il faut s'assurer que les paramètres suivants restent toujours constants :

- La pression en tête et en bas de colonne.
- Les débits d'alimentations
- La température d'alimentation (elle doit être proche de la température ambiante).
- Une distribution uniforme du liquide et du gaz pour ne pas diminuer les performances de la colonne.

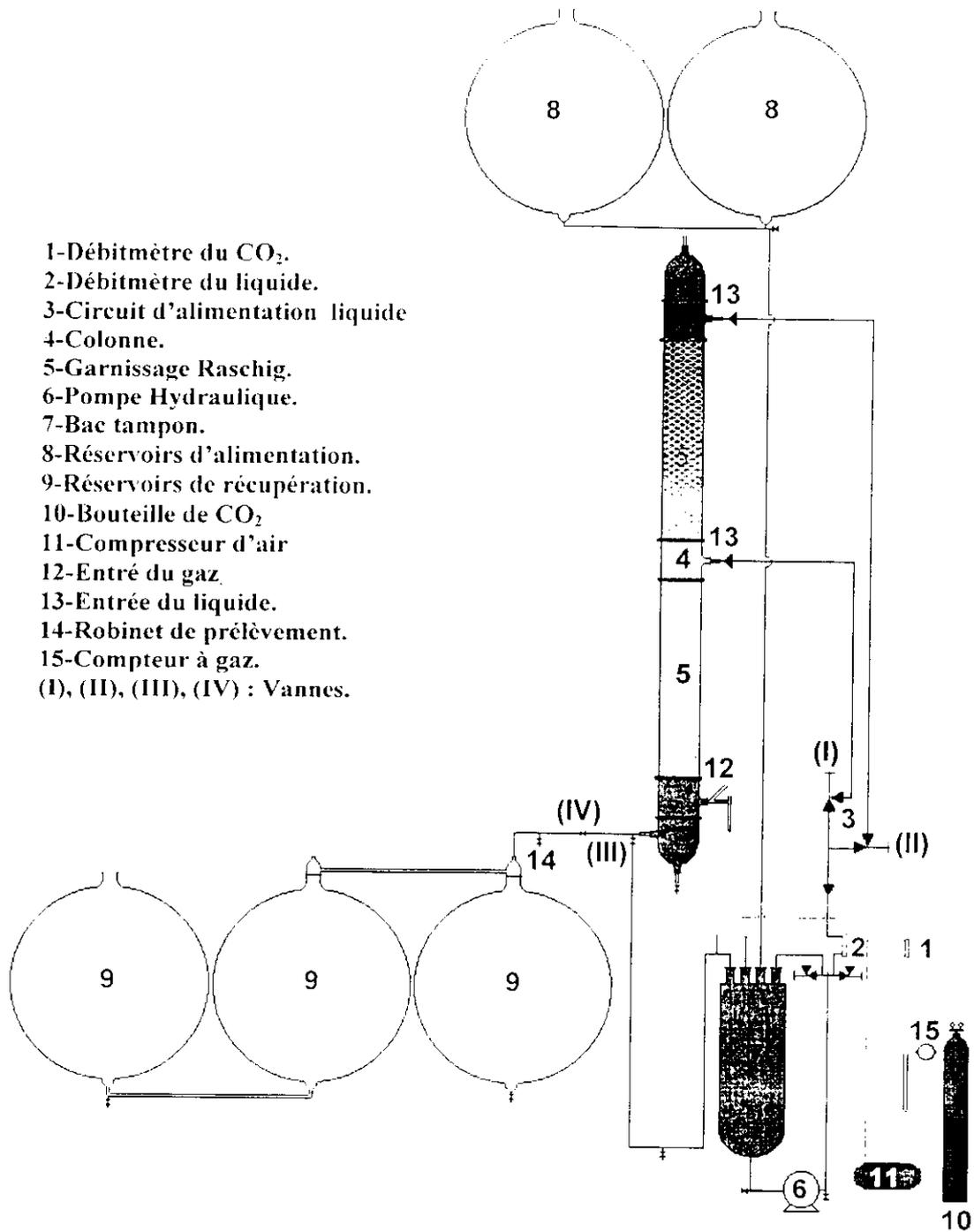
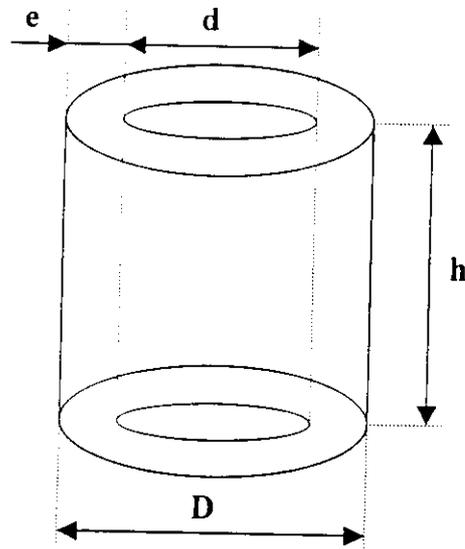


Figure 17 : Schéma de la colonne à garnissage [21].

### IV.3 CARACTERISTIQUES DU GARNISSAGE ET DE LA COLONNE GARNIE :

Le garnissage utilisé dans notre étude est constitué d'anneaux Raschig en verre : chaque anneau possède les dimensions suivantes :



Avec :

La hauteur :  $h = 10,5 \text{ mm}$  ;  
 Le diamètre extérieur :  $D = 10,5 \text{ mm}$  ;  
 Le diamètre intérieur :  $d = 7,3 \text{ mm}$  ;  
 L'épaisseur :  $e = 1,6 \text{ mm}$ .

#### IV.3.1 Surface spécifique du grain :

$$S_p = \frac{\text{surface du grain}}{\text{volume du grain}} = \frac{a_p}{V_p} \quad (98)$$

Avec :

$$\left\{ \begin{array}{l} a_p = \pi d h + \pi D h + 2 \left[ \pi \left( \frac{D^2}{4} - \frac{d^2}{4} \right) \right] = [\pi(D + d)] \left[ h + \frac{(D - d)}{2} \right] ; \\ V_p = h \left( \frac{\pi D^2}{4} - \frac{\pi d^2}{4} \right) ; \end{array} \right. \quad (99)$$

$$\left\{ \begin{array}{l} a_p = 676,63 \text{ mm}^2 \\ V_p = 469,49 \text{ mm}^3 \end{array} \right. \Rightarrow S_p = 1,44 \text{ (mm}^2/\text{mm}^3) = 1,44 \cdot 10^3 \text{ (m}^2/\text{m}^3) \quad (100)$$

A.N :

$$\left\{ \begin{array}{l} a_p = 676,63 \text{ mm}^2 \\ V_p = 469,49 \text{ mm}^3 \end{array} \right. \Rightarrow S_p = 1,44 \text{ (mm}^2/\text{mm}^3) = 1,44 \cdot 10^3 \text{ (m}^2/\text{m}^3)$$

### IV.3.2 Fraction du vide d'un grain :

$$\varepsilon_g = \frac{\text{Volume du vide au sein du grain}}{\text{Volume total}} = \frac{\text{Volume total} - \text{Volume de la phase dispersée}}{\text{Volume total}} \quad (101)$$

Avec :

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{Le volume total} = h \frac{\pi D^2}{4} = 10,5 \frac{\pi (10,5)^2}{4} = 909,19 \text{ mm}^3 \\ \text{Le volume de la phase dispersée} = V_p = 469,73 \text{ mm}^3 \end{array} \right.$$

$$\text{A.N :} \quad \varepsilon_g = \frac{909,19 - 469,73}{909,19} = 0,48.$$

### IV.3.3 Diamètre équivalent du grain :

La dimension caractéristique du grain est le diamètre de la sphère qui a le même volume que le grain, donc :

$$V_p = \frac{\pi D_p^3}{6} \Rightarrow D_p = \left( \frac{6V_p}{\pi} \right)^{1/3} \quad (102)$$

$$\text{A.N :} \quad D_p = \left( \frac{6 \times 469,73}{\pi} \right)^{1/3} = 9,64 \text{ mm} = 9,64 \cdot 10^{-3} \text{ m.}$$

### IV.3.4 Porosité de la colonne à garnissage :

$$\varepsilon_{\text{colonne}} = \frac{\text{Volume du vide au sein de la colonne}}{\text{Volume de la colonne}} ;$$

Pour calculer  $\varepsilon_{\text{colonne}}$ , on utilise les données suivantes :

- Le nombre d'anneaux Raschig en verre au sein de la colonne à garnissage :  
n = 3859 anneaux Raschig
- La hauteur garnie de la colonne: Z = 1,26 m.

- Le diamètre intérieur de la colonne à garnissage:  $D_{\text{colonne}} = 0,075\text{m}$ .

- Le volume occupé par le garnissage au sein de la colonne :

$$V_0 = n \cdot V_p = 3859 \cdot 469,73 \cdot 10^{-9} = 1,81 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3 ;$$

- Le volume de la colonne à garnissage :

$$V_1 = Z \frac{\pi D_{\text{colonne}}^2}{4} = 1,26 \frac{\pi (0,075)^2}{4} = 5,56 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3 .$$

- Le volume du vide au sein de la colonne:  $V_2 = V_1 - V_0$ .

Donc, l'expression de la porosité de la colonne s'écrira comme suit :

$$\varepsilon_{\text{colonne}} = \frac{V_2}{V_1} = \frac{V_1 - V_0}{V_1} = 1 - \frac{V_0}{V_1} ;$$

$$\text{A.N : } \varepsilon_{\text{colonne}} = 1 - \frac{1,81 \cdot 10^{-3}}{5,56 \cdot 10^{-3}} = 0,67 .$$

#### IV.3.5 Aire géométrique du garnissage :

$$A_p = \frac{\text{L'aire total du garnissage}}{\text{volume total de la colonne garnie}} = \frac{\text{nbre de grains} \times \text{aire d'un grain}}{\text{volume total de la colonne garnie}}$$

$$\text{A.N : } A_p = \frac{2,61}{5,56 \cdot 10^{-3}} = 469,11 (\text{m}^2/\text{m}^3) .$$

## IV.4 ETUDE HYDRODYNAMIQUE :

### IV.4.1 Mode opératoire des essais hydrodynamiques :

L'étude hydrodynamique de la colonne d'adsorption pilote utilisée, consiste à choisir un débit de liquide, le garder fixe tout au long de l'essai, et d'augmenter progressivement celui du gaz : et ceci est valable à chaque fois qu'on change le débit du liquide.

En premier lieu, on choisit un débit de liquide nul, puis on essaye d'autres débits pour poursuivre l'évolution de la perte de charge.

Pour assurer le bon fonctionnement de la colonne, il faut choisir judicieusement le débit gazeux, et pour cela on doit cerner l'intervalle de variation de ce dernier en traçant le logarithme de la perte de charge par unité de longueur de garnissage  $[\ln \frac{\Delta P}{Z}]$ , en fonction du logarithme du débit massique de l'air  $[\ln G_{\text{air}}]$ .

$$\text{Avec : } \begin{cases} \Delta P & : \text{perte de charge (pascal) ;} \\ Z & : \text{hauteur garnie (mètre) ;} \\ G_{\text{air}} & : \text{débit gazeux (kg/h).} \\ L & : \text{débit liquide (l/h).} \end{cases}$$

Les résultats expérimentaux sont illustrés dans les tableaux suivants :

#### a) ESSAI N°1 : $Q_{\text{liquide}} = 0 \text{ Kg/h}$ .

$\Delta h(\text{mm})$	$\Delta P = \rho_{\text{eau}} g \Delta h (\text{Pas})$	$\Delta P/Z (\text{Pas/m})$	$\ln(\Delta P/Z)$	$Q_{\text{air}} (\text{Kg/h})$	$\ln Q_{\text{air}} (\text{Kg/h})$
1	9,81	7,786	2,052	1,637	2,052
2	19,62	15,571	2,745	2,255	2,745
4	39,24	31,143	3,439	3,398	3,439
7	68,67	54,500	3,998	4,498	3,998
11	107,91	85,643	4,450	5,836	4,450
17	166,77	132,357	4,886	7,278	4,886
25	245,25	194,643	5,271	9,541	5,271
36	353,16	280,286	5,636	11,899	5,636

b) ESSAI N°2 :  $Q_{\text{liquide}} = 20 \text{ Kg/h}$ .

$\Delta h(\text{mm})$	$\Delta P = \rho_{\text{eau}} g \cdot \Delta h (\text{Pas})$	$\Delta P/Z (\text{Pas/m})$	$\text{Ln}(\Delta P/Z)$	$Q_{\text{air}} (\text{Kg/h})$	$\text{Ln } Q_{\text{air}} (\text{Kg/h})$
2	119.62	94.937	2.745	2.061	0.723
5	49.05	38.929	2.833.662	3.297	1.193
6	58.86	46.714	3.223.844	3.757	1.324
8	78.48	62.286	3.884.132	4.410	1.484
15	147.15	116.786	4.174.760	5.956	1.784
45	441.45	350.357	4.75.859	11.104	2.407

c) ESSAI N°3 :  $Q_{\text{liquide}} = 66 \text{ Kg/h}$ .

$\Delta h(\text{mm})$	$\Delta P = \rho_{\text{eau}} g \cdot \Delta h (\text{Pas})$	$\Delta P/Z (\text{Pas/m})$	$\text{Ln}(\Delta P/Z) (\text{Pa/m})$	$Q_{\text{air}} (\text{Kg/h})$	$\text{Ln } Q_{\text{air}} (\text{kg/h})$
3	29.43	23.357	3,151	2,000	0,693
4	39,24	31.143	3,439	2,468	0,903
8	78,48	62.286	4,132	3,400	1,224
14	137,34	109,000	4,691	4,501	1,504
24	235,34	186.778	5.230	5,961	1,785
49	480,69	381.500	5,944	9,279	2,228
61	598.41	474.929	6,163	10,474	2,349
71	696.51	552.786	6.315	10,912	2,390

d) ESSAI N°4 :  $Q_{\text{liquide}} = 132 \text{ Kg/h}$ .

$\Delta h(\text{mm})$	$\Delta P = \rho_{\text{eau}} g \cdot \Delta h (\text{Pas})$	$\Delta P/Z (\text{Pas/m})$	$\text{Ln}(\Delta P/Z)$	$Q_{\text{air}} (\text{Kg/h})$	$\text{Ln } Q_{\text{air}} (\text{Kg/h})$
3	29.43	23.357	3,151	1.704	3,151
5	49.05	38.929	3,662	2,255	3,662
10	98.10	77.857	4,355	3,108	4,355
17	166.77	132.357	4,886	4,075	4,886
27	264.87	210.214	5,348	5,236	5,348
38	372.78	295.857	5,690	6,337	5,690
66	647.46	513.857	6.242	8.406	6.242
75	735.75	583.929	6,370	8.845	6,370
131	1285.11	1019.929	6.927	10,544	6,927
244	2393.64	1899.714	7,549	12,138	7,549

e) ESSAI N°5 :  $Q_{\text{liquide}} = 165 \text{ Kg/h}$ .

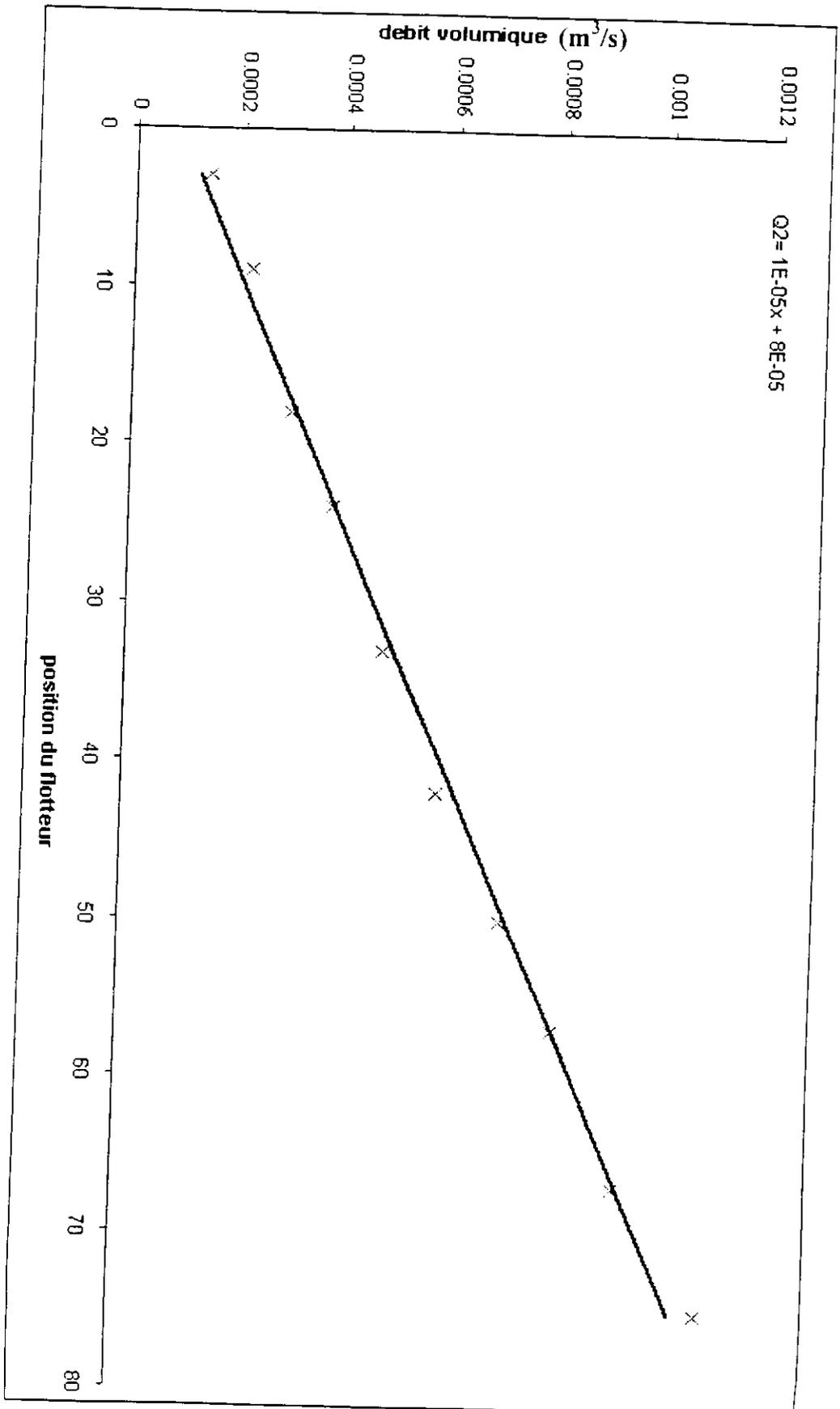
$\Delta h(\text{mm})$	$\Delta P = \rho_{\text{eau}} g \cdot \Delta h (\text{Pas})$	$\Delta P/Z (\text{Pas/m})$	$\text{Ln}(\Delta P/Z)$	$Q_{\text{air}} (\text{Kg/h})$	$\text{Ln } Q_{\text{air}} (\text{Kg/h})$
6	58.86	46.714	3.844	2.147	3.844
12	117.72	93.429	4.537	2.986	4.537
23	225.63	179.071	5.188	4.076	5.188
39	382.59	303.643	5.716	5.348	5.716
59	578.79	459.357	6.130	6.545	6.130
82	804.42	638.429	6.459	7.775	6.459
157	1540.17	1222.357	7.109	9.375	7.109
295	2893.95	2296.786	7.739	10.187	7.739
664	6513.84	5169.714	8.551	11.534	8.551

f) ESSAI N° 6 :  $Q_{\text{liquide}} = 198 \text{ Kg/h}$ .

$\Delta h(\text{mm})$	$\Delta P = \rho_{\text{eau}} g \cdot \Delta h (\text{Pas})$	$\Delta P/Z (\text{Pas/m})$	$\text{Ln}(\Delta P/Z)$	$Q_{\text{air}} (\text{Kg/h})$	$\text{Ln } Q_{\text{air}} (\text{Kg/h})$
4	39.24	31.143	3.439	1.639	0.58
8	78.48	62.286	4.132	2.257	0.76
11	107.91	85.643	4.450	2.675	0.99
19	186.39	147.929	4.997	3.404	1.17
47	461.07	365.929	5.902	4.892	1.31
70	686.70	545.000	6.301	5.753	1.47
80	784.80	622.857	6.434	6.238	1.56
113	1108.53	879.786	6.780	7.198	1.68
198	1942.38	1541.571	7.341	8.182	1.78
468	4591.08	3643.714	8.201	9.947	1.92
887	8701.47	6905.929	8.840	10.755	2.12

g) ESSAI N°7 :  $Q_{\text{liquide}} = 231 \text{ Kg/h}$ .

$\Delta h(\text{mm})$	$\Delta P = \rho_{\text{eau}} g \cdot \Delta h (\text{Pas})$	$\Delta P/Z (\text{Pas/m})$	$\text{Ln}(\Delta P/Z)$	$Q_{\text{air}} (\text{Kg/h})$	$\text{Ln } Q_{\text{air}} (\text{Kg/h})$
6	58.86	46.714	3.844	1.639	0.494
12	117.72	93.429	4.537	2.257	0.814
27	264.87	210.214	5.348	3.3113	1.136
42	412.02	327.000	5.790	3.886	1.357
88	863.28	685.143	6.530	5.163	1.641
167	1638.27	1300.214	7.170	6.353	1.849
549	5385.69	4274.357	8.360	7.962	2.075
970	9515.70	7552.143	8.930	8.786	2.173



Courbe d'étalonnage du débitmètre d'air

h) ESSAI N° 8 :  $Q_{\text{liquide}} = 264 \text{ Kg/h}$ .

$\Delta h(\text{mm})$	$\Delta P = \rho_{\text{eau}} g \cdot \Delta h (\text{Pas})$	$\Delta P/Z (\text{Pas/m})$	$\text{Ln}(\Delta P/Z)$	$Q_{\text{air}} (\text{Kg/h})$	$\text{Ln } Q_{\text{air}} (\text{Kg/h})$
8	78,48	62,286	4,132	1,705	0,534
13	127,53	101,214	4,617	2,063	0,724
17	166,77	132,357	4,886	2,258	0,815
35	343,35	272,500	5,608	2,993	1,096
100	981,00	778,571	6,657	4,317	1,463
340	3335,40	2647,143	7,881	5,503	1,705
522	5120,82	4064,143	8,310	5,884	1,772
942	9241,02	7334,143	8,900	6,490	1,870

#### IV.4.2 Résultats et commentaires :

Pour un débit de liquide nul, la variation de la perte de charge  $\Delta P$  en fonction du débit gazeux  $G_{\text{air}}$  (débit de l'air) est représentée par une droite en coordonnées logarithmiques.

Pour un débit de liquide donné, la variation de la perte de charge est supérieure à celle obtenue en l'absence de liquide, mais elle garde la même allure pour des débits gazeux faibles. Donc l'augmentation de la perte de charge est proportionnelle à l'augmentation du débit gazeux pour un débit de liquide fixe.

Pour une certaine valeur du débit gazeux, on observe un changement d'allure de la courbe ; la pente de la droite devient plus abrupte. Le frottement du gaz est alors suffisant pour gêner la descente du liquide, provoquant une augmentation de la rétention liquide, qui à son tour, diminue l'espace libre offert à l'écoulement de l'air. Cette discontinuité, parfois difficile à observer dans l'évolution de  $\Delta P$ , correspond à ce qu'on appelle « le point de charge ».

Quand on continue à augmenter le débit de l'air, la perte de charge augmente plus rapidement jusqu'à un autre point de discontinuité, qui est appelé : « le point d'engorgement ». Pour des valeurs de  $G_{\text{air}}$  encore plus élevées, le liquide ne peut plus s'écouler à travers le garnissage, une partie s'accumulant au sommet de la colonne.

Le débit  $G_{\text{air}}$  correspondant à l'engorgement est donc le débit maximal compatible avec un fonctionnement normal de l'installation.

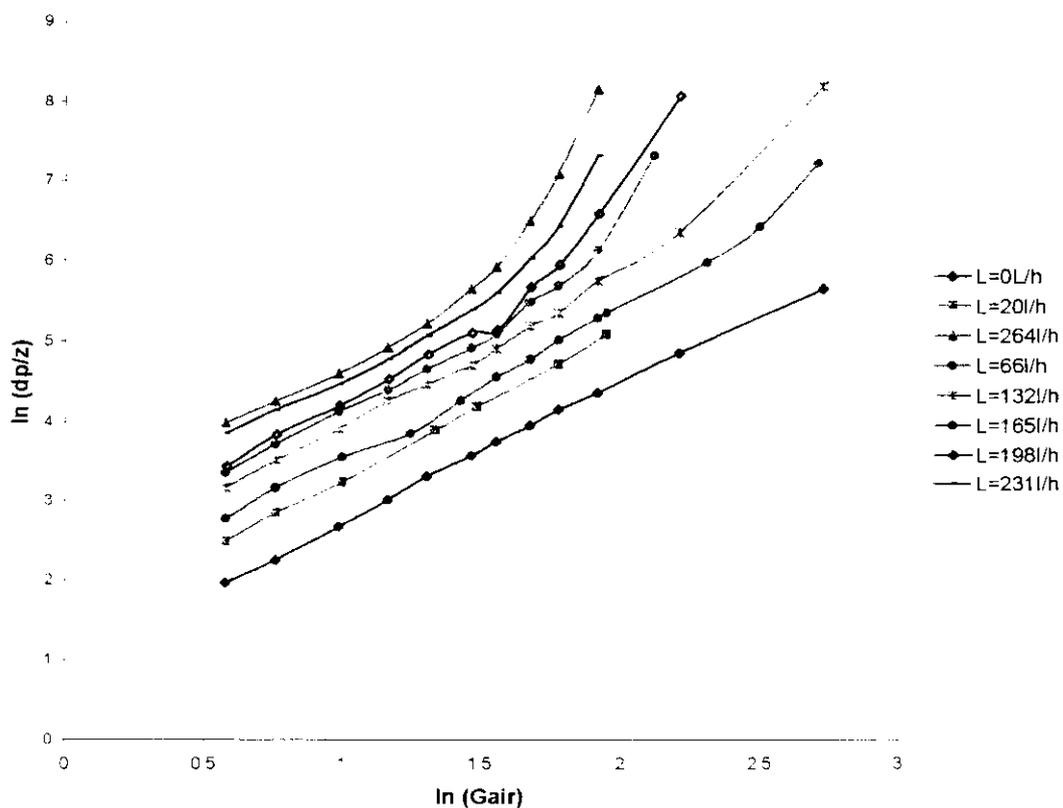


Figure 18: Evolution de la perte de charge en fonction des débits gazeux dans la colonne à garnissage.

## IV.5 PARTIE EXPERIMENTALE :

Le procédé d'absorption met en jeu plusieurs paramètres. pour pouvoir étudier l'influence de tous ces paramètres, il faut effectuer un grand nombre d'expériences dont la réalisation exige une grande quantité de MEA et certains appareils performants ; de ce fait, on s'est intéressé à l'étude de l'influence des concentrations du CO<sub>2</sub> et de la MEA.

L'étude consiste à faire varier la concentration du CO<sub>2</sub>, et de fixer celle de la MEA, ou vice versa (**voir annexe 6**).

Après avoir mis la colonne en marche, et effectuer les réglages nécessaires des différents débits, on prélève des échantillons en bas de colonne, à partir du robinet de prélèvement, toute les minutes pendant les cinq premières minutes et chaque trois minutes pour le reste de l'expérience, et ceci est valable pour tous les autres essais.

Chaque échantillon sera ensuite titré avec une solution 0,5 N de HCl (**voir annexe 5**) en présence d'un indicateur coloré, qui est la phénolphtaleine, pour déterminer la concentration de la MEA à la sortie de la colonne à partir de l'expression suivante :

$$N_{\text{HCl}} \cdot V_{\text{HCl}} = N_{\text{MEA}} \cdot V_{\text{MEA}}$$

### IV.5.1 Les résultats expérimentaux :

Soit :

- $Q_{\text{MEA}}$  : Débit volumique de la solution aqueuse de MEA ;
- $Q_{\text{CO}_2}$  : Débit volumique de CO<sub>2</sub> ;
- $Q_{\text{air}}$  : Débit volumique de l'air ;
- $C$  : Concentration de la MEA à l'entrée de la colonne ;
- $C_{\text{MEA}}$  : Concentration de la MEA à la sortie de la colonne ;
- $\Delta P_{\text{colonne}}$  : Perte de charge dans la colonne.

Les résultats des six essais sont résumés dans les tableaux suivants :

## a) Essai N°1 :

$$C = 0,5 \text{ mole /l.}$$

$$Q_{\text{CO}_2} = 1,4287 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s.}$$

$$Q_{\text{air}} = 0,8089 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s (position 57).}$$

$$Q_{\text{MEA}} = 0,0151 \text{ l/s ( position 20).}$$

$$\Delta P_{\text{colonne}} = 3- 4 \text{ cm d'eau.}$$

Temps (mn)	0	0,77	1,45	2,45	4,45	7,45	11,45	14,45	17,45
V <sub>HCl</sub> (ml)	7,2	9,1	10,5	11,4	13,4	14,1	13,3	13	13,5
C <sub>MEA</sub> (mol/l)	0,18	0,228	0,263	0,285	0,335	0,353	0,333	0,325	0,338

## b) Essai N°2 :

$$C = 0,5 \text{ mole /l}$$

$$Q_{\text{CO}_2} = 2,7273 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s.}$$

$$Q_{\text{air}} = 0,8089 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s (position 57).}$$

$$Q_{\text{MEA}} = 0,0151 \text{ l/s ( position 20).}$$

$$\Delta P_{\text{colonne}} = 2,2- 4,7 \text{ cm d'eau.}$$

Temps (mn)	0,00	0,85	1,48	2,48	3,48	4,48	7,48	11,48	14,48	17,48
V <sub>HCl</sub> (ml)	6,3	7,4	8,4	10,5	11,7	12	12,3	11,7	11,9	11,9
C <sub>MEA</sub> (mol/l)	0,158	0,185	0,21	0,263	0,293	0,3	0,308	0,293	0,298	0,3

## c) Essai N°3:

$$C = 0,5 \text{ mole /l}$$

$$Q_{\text{CO}_2} = 4 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s.}$$

$$Q_{\text{air}} = 0,8089 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s (position 57).}$$

$$Q_{\text{MEA}} = 0,0151 \text{ l/s ( position 20).}$$

$$\Delta P_{\text{colonne}} = 2,5- 4,5 \text{ cm d'eau.}$$

Temps (mn)	0,00	0,73	1,63	2,63	3,63	4,63	7,63	11,63	14,63	17,63	18,63
V <sub>HCl</sub> (ml)	1,8	4,7	8,1	6	6,3	8,7	9,8	10,5	10	10,5	11
C <sub>MEA</sub> (mol/l)	0,045	0,118	0,203	0,15	0,158	0,218	0,245	0,263	0,25	0,263	0,275

## d) Essai N°4:

$$C = 1 \text{ mole / l.}$$

$$Q_{\text{CO}_2} = 1,4287 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s.}$$

$$Q_{\text{air}} = 0,8089 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s (position 57).}$$

$$Q_{\text{MEA}} = 0,0151 \text{ l/s ( position 20).}$$

$$\Delta P_{\text{colonne}} = 3,5- 4,5 \text{ m d'eau.}$$

Temps (mn)	0,00	1,00	1,42	2,42	3,42	4,42	7,42	11,4	14,42	17,42	19,42
V <sub>HCl</sub> (ml)	14,6	22,5	23,5	24,6	24,3	27,9	27,9	27,9	27,8	27,7	28
C <sub>MEA</sub> (mol/l)	0,365	0,563	0,588	0,615	0,608	0,698	0,698	0,698	0,695	0,6925	0,7

## e) Essai N°5 :

$$C = 1 \text{ mole / l}$$

$$Q_{\text{CO}_2} = 2,7273 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s.}$$

$$Q_{\text{air}} = 0,8089 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s (position 57).}$$

$$Q_{\text{MEA}} = 0,0151 \text{ l/s ( position 20).}$$

$$\Delta P_{\text{colonne}} = 2,2- 4,7 \text{ cm d'eau.}$$

Temps (mn)	0	1	2	3	4	5	8	12	15	18	19
V <sub>HCl</sub> (ml)	11,1	13,2	15,9	17,8	19,8	20	20,1	22	22	21,9	22,5
C <sub>MEA</sub> (mol/l)	0,278	0,33	0,398	0,445	0,495	0,5	0,503	0,55	0,55	0,548	0,563

## f) Essai N°6 :

$$C = 1 \text{ mole / l}$$

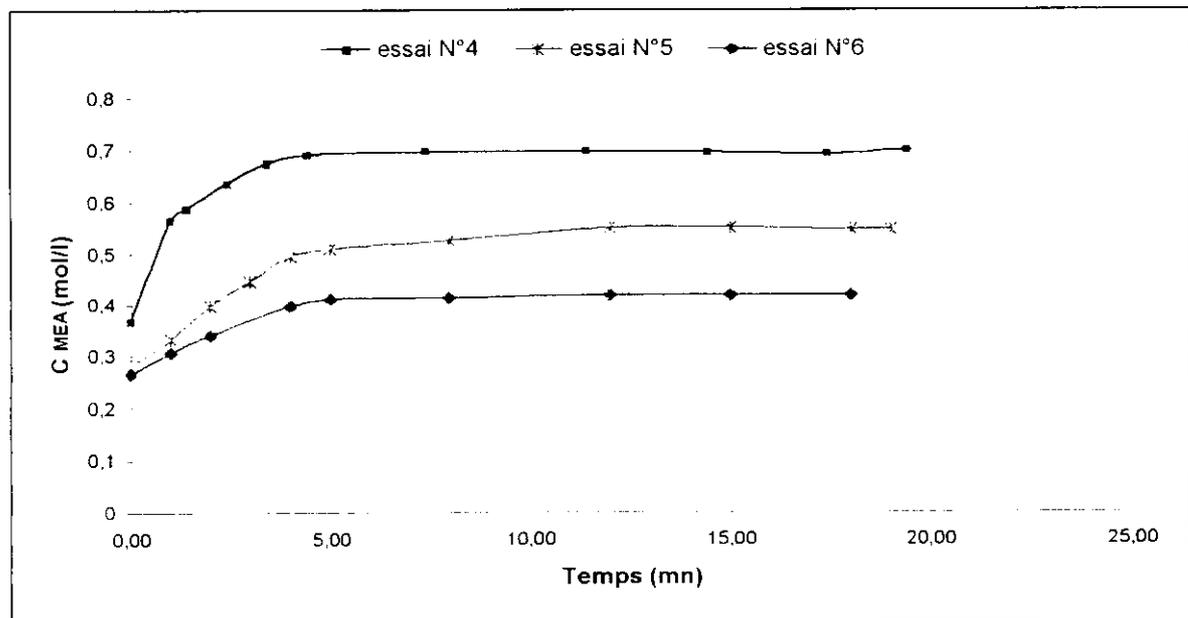
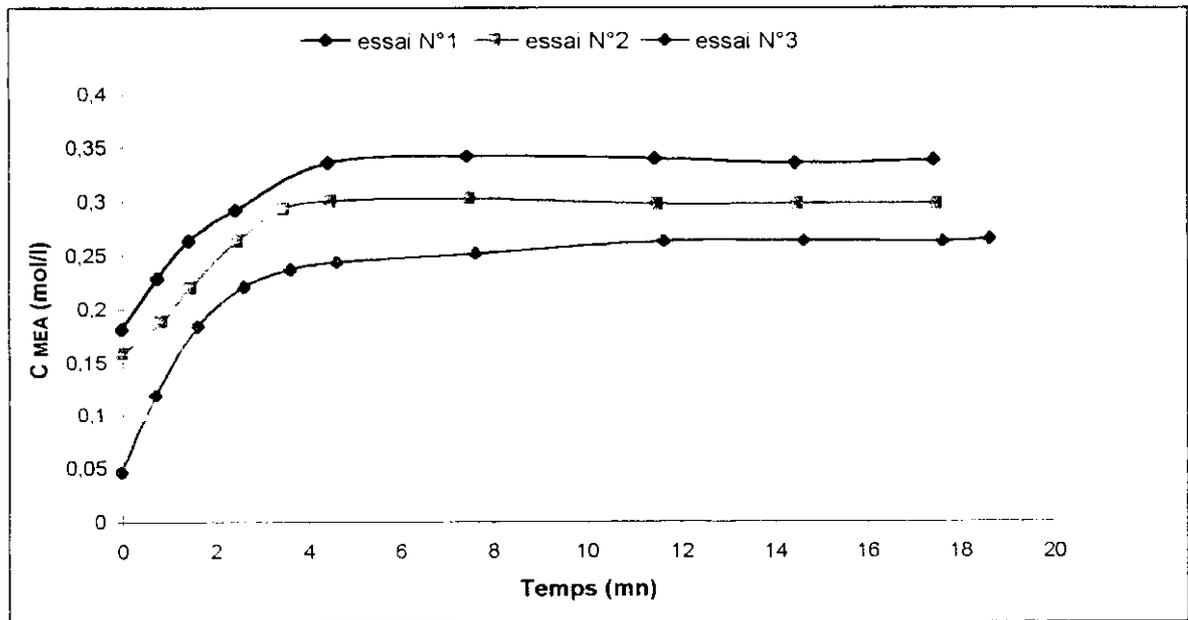
$$Q_{\text{CO}_2} = 4 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s.}$$

$$Q_{\text{air}} = 0,8089 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s (position 57).}$$

$$Q_{\text{MEA}} = 0,0151 \text{ l/s ( position 20).}$$

$$\Delta P_{\text{colonne}} = 3- 5 \text{ cm d'eau.}$$

Temps (mn)	0	1	2	4	5	8	12	15	18
V <sub>HCl</sub> (ml)	10,5	12,2	12,8	13,3	16,4	16,5	16,7	16,7	16,7
C <sub>MEA</sub> (mol/l)	0,263	0,305	0,32	0,333	0,41	0,413	0,418	0,418	0,418

Figure 19 : *Profils des concentrations.*

### IV.5.2 Interprétation des résultats :

Les différents résultats obtenus nous ont permis de tracer les différents profils de concentrations, qui ont presque la même allure.

Chaque courbe présente deux zones distinctes : une zone où il y a variation de la concentration de la MEA dans le sens croissant : *c'est le régime transitoire*, et une autre où la concentration de la MEA est presque constante : *c'est le régime permanent*.

Lors du régime transitoire l'augmentation rapide de la concentration de la MEA est due à la dispersion non uniforme du liquide au sein du garnissage d'une part (le mouillage progressif du garnissage), et d'autre part au fait d'introduire le mélange gazeux avant le liquide ( pour stabiliser son débit à la valeur voulue) ; par conséquent on aura au début de l'expérience un excès de  $\text{CO}_2$  qui, après environs cinq minutes, se réduit au fur et à mesure que le liquide pénètre dans la colonne, c'est le temps qui faut pour atteindre le régime permanent.

D'après les résultats présentés dans les tableaux précédents, on constate que :

- Pour la même concentration initiale de la MEA, lorsqu'on fait augmenter le débit du  $\text{CO}_2$ , la concentration de sortie de la MEA diminue.
- Pour le même débit de  $\text{CO}_2$ , lorsqu'on augmente la concentration initiale de la MEA, celle de la sortie a tendance à diminuer.
- La quantité de MEA qui a réagit est très faible.

Dans le premier cas, lorsqu'on augmente le débit du  $\text{CO}_2$ , la consommation de la MEA augmente, ce qui conduit à la diminution de sa concentration à la sortie.

Dans le second cas, lorsqu'on augmente la concentration initiale de la MEA, sa réactivité augmente ( $r = k \cdot C_{\text{MEA}} \cdot C_{\text{CO}_2}$ ), donc elle consomme une grande quantité de  $\text{CO}_2$ , et sa concentration à la sortie aura tendance à diminuer.

Quant au troisième résultat, il est du, d'une part à la hauteur de la colonne qui n'est pas grande, et d'autre part, au faible débit de la solution qui conduisent à un faible taux de mouillage et un temps de contact qui n'est pas assez long pour qu'il puisse y avoir une réaction complète entre La MEA et le  $\text{CO}_2$ .

### IV.5.3 Expression de calcul de la concentration expérimentale du CO<sub>2</sub> :

La concentration expérimentale du CO<sub>2</sub> en sortie de colonne est déterminée à partir du bilan suivant :

D'après la stœchiométrie de la réaction, une mole de CO<sub>2</sub> réagit avec deux moles de MEA, d'où alors on peut écrire :

$$2 F_{\text{CO}_2} = F_{\text{MEA}} ;$$

En développant cette égalité, on trouve :

$$2Q_{\text{air}} * C_{\text{CO}_2 \text{ (consommé)}} = Q_{\text{MEA}} * C_{\text{MEA (consommé)}} ;$$

$$2Q_{\text{air}} * (C_{\text{CO}_2 \text{ (e)}} - C_{\text{CO}_2 \text{ (s)}}) = Q_{\text{MEA}} * (C_{\text{MEA (e)}} - C_{\text{MEA (s)}}) ;$$

Sachant les débits des différents éléments, ainsi que leurs concentrations, on pourra donc estimer la concentration du CO<sub>2</sub> à la sortie de la colonne, à partir de l'expression suivante :

$$C_{\text{CO}_2 \text{ (s)}} = C_{\text{CO}_2 \text{ (e)}} - \frac{Q_{\text{MEA}}}{2 Q_{\text{air}}} * (C_{\text{MEA (e)}} - C_{\text{MEA (s)}}) \quad (103)$$

L'ensemble des résultats obtenus sont rassemblés dans le tableau ci-dessous :

$Q_{\text{CO}_2}$ (m <sup>3</sup> /s)	$1,4287 \cdot 10^{-4}$	$2,7273 \cdot 10^{-4}$	$4 \cdot 10^{-4}$	$1,4287 \cdot 10^{-4}$	$2,7273 \cdot 10^{-4}$	$4 \cdot 10^{-4}$
$C_{\text{MEA (e)}}$ (mol/m <sup>3</sup> )	500	500	500	1000	1000	1000
$C_{\text{MEA (s)}}$ (mol/m <sup>3</sup> )	336,5	298,9	252,08	597,2	535,9	414,6
$C_{\text{CO}_2 \text{ (e)}}$ (mol/m <sup>3</sup> )	74,397	142,75	210,968	74,397	142,75	210,968
$C_{\text{CO}_2 \text{ (s)exp}}$ (mol/m <sup>3</sup> )	<b>72,870</b>	<b>140,87</b>	<b>208,65</b>	<b>70,64</b>	<b>138,42</b>	<b>205,5</b>

**Tableau 5 :** Valeurs des concentrations expérimentales du CO<sub>2</sub> en sortie de la colonne.

#### IV.5.4 Expression du calcul de la concentration théorique du CO<sub>2</sub> à la sortie de la colonne :

$$U_g \cdot \frac{dC_{AG}}{dz} + \frac{a\sqrt{k \cdot C_{BE}} \sqrt{D_{AL}}}{m} C_{AG} = 0;$$

Avec :  $U_g = \frac{Q_{air}}{S}$  (m/s)

On pose : 
$$\begin{cases} \alpha = U_g; \\ \beta = \frac{a\sqrt{k \cdot C_{BE}} \sqrt{D_{AL}}}{m}; \end{cases}$$

D'où alors, l'expression précédente devient comme suit :

$$\begin{aligned} \alpha \frac{dC_{AG}}{dz} + \beta C_{AG} = 0 &\Rightarrow \frac{dC_{AG}}{C_{AG}} = - \frac{\beta}{\alpha} dz; \\ \Rightarrow \int_{C_{(e)}}^{C_{(s)}} \frac{dC_{AG}}{C_{AG}} &= \int_0^Z - \frac{\beta}{\alpha} dz; \\ \Rightarrow [\ln C_{AG}]_{C_{(e)}}^{C_{(s)}} &= - \frac{\beta}{\alpha} [z]_0^Z; \\ \Rightarrow \frac{C_{(s)}}{C_{(e)}} &= e^{-\frac{\beta}{\alpha} Z}; \end{aligned}$$

L'expression de la concentration du CO<sub>2</sub>, à la sortie de la colonne sera :

$$\boxed{C_{(s)} = C_{(e)} * \exp\left(-\frac{\beta}{\alpha} Z\right).} \quad (104)$$

Pour adapter notre modèle théorique à l'estimation de la concentration du CO<sub>2</sub> à la sortie de la colonne, il faut calculer l'aire interfaciale, car elle est le seul paramètre inconnu dans l'équation du modèle.

• **Calcul de l'aire interfaciale :**

Plusieurs corrélations ont été établies pour le calcul de l'aire interfaciale ; celle qu'on a choisi, selon les conditions opératoires, donne des résultats dont l'erreur est estimée autour de 20 à 30 %.

$$a = A_p \left\{ 1 - \exp \left[ -1,45 \left( \frac{\sigma_c}{\sigma} \right)^{0,75} \left( \frac{V_{SL}^2 \rho_L}{\sigma A_p} \right)^{0,2} \left( \frac{V_{SL}^2 A_p}{g} \right)^{-0,05} \left( \frac{V_{SL} \rho_L}{A_p \mu_L} \right)^{0,1} \right] \right\}$$

Avec :

- $a$  : aire interfaciale ( $m^2$  théorique/ $m^3$  de lit) ;
- $A_p$  : aire géométrique du garnissage ( $m^2$  théorique/ $m^3$  de lit) ;
- $V_{SL}$  : vitesse superficielle du liquide (m/s) ;
- $\mu_L$  : viscosité du liquide (kg/m.s) ;
- $\rho_L$  : masse volumique du liquide ( $kg/m^3$ ) ;
- $g$  : accélération gravitationnelle ( $m/s^2$ ) ;
- $\sigma$  : tension superficielle relative à la phase liquide (N/m) ;
- $\sigma_c$  : tension superficielle critique relative au matériau du garnissage (N/m).

AN :

$$\begin{cases} \sigma = \sigma_e = 71,2 \cdot 10^{-3} \text{ (N/m)} ; \\ \sigma_c = \sigma_{PVC} = 40 \cdot 10^{-3} \text{ (N/m)} \quad \text{(voir annexe 1)} ; \\ A_p = 469,11 \text{ m}^2/\text{m}^3 ; \\ \rho_L = 10^3 \text{ kg/m}^3 ; \\ \mu_L = 10^{-3} \text{ kg/m.s.} \end{cases}$$

Après avoir effectué les calculs nécessaires, on abouti à l'expression suivante :

$$a = 469,11 * ( 1 - \exp(-3,3 V_{SL}^{0,4}) ).$$

Lorsqu'on a calculé les concentrations du  $CO_2$ , à partir du modèle théorique, en utilisant les aires interfaciales calculées à partir de la corrélation précédente, on a constaté que les résultats présentent un écart d'environ 40 à 60 % par rapport aux résultats expérimentaux.

Donc, on ne peut pas appliquer cette corrélation pour la détermination de l'aire interfaciale.

On traite alors le problème autrement :

En suivant le chemin inverse, on calcule l'aire interfaciale à partir de l'équation du modèle, en utilisant les résultats expérimentaux ; si on trouve pour les différents essais, la même valeur de l'aire interfaciale, on pourra donc confirmer la validité du modèle ; si ce n'est pas le cas, le modèle ne pourra pas être utilisé pour la dimensionnement de la colonne d'absorption.

A partir de l'équation (104), on a :

$$a = \frac{-\alpha m}{L\sqrt{k.D.C_{MEA(e)}}} \operatorname{Ln}\left(\frac{C_{CO2(s)}}{C_{CO2(e)}}\right) \quad (105)$$

Avec :

$$\alpha = U_g = \frac{Q_{air}}{S_{colonne}} = \frac{8.0892.10^{-4}}{0.0044} = 0.184 \text{ m}^2/\text{s}.$$

$$k = 5,868 \text{ m}^3/\text{mol.s} ;$$

$$D = 1,51.10^{-9} \text{ m}^2/\text{s} ;$$

$$L = 1.26 \text{ m} ;$$

$$m = 1.2.$$

Le tableau suivant, résume les différents calculs effectués :

$C_{MEA(e)} = 500 \text{ (mol/m}^3)$	$a \text{ ( m}^2/\text{m}^3)$	$C_{MEA(e)} = 1000 \text{ (mol/m}^3)$	$a \text{ ( m}^2/\text{m}^3)$
$C_{MEA(s)} = 336,500$ $C_{CO2(e)} = 74,397$ $C_{CO2(s) \text{ exp}} = 72,870$	1,720	$C_{MEA(s)} = 597,200$ $C_{CO2(e)} = 74,3970$ $C_{CO2(s) \text{ exp}} = 70,640$	2,03
$C_{MEA(s)} = 298,900$ $C_{CO2(e)} = 142,750$ $C_{CO2(s) \text{ exp}} = 140,870$	1,098	$C_{MEA(s)} = 535,900$ $C_{CO2(e)} = 142,750$ $C_{CO2(s) \text{ exp}} = 138,420$	1,80
$C_{MEA(s)} = 252,080$ $C_{CO2(e)} = 210,968$ $C_{CO2(s) \text{ exp}} = 208,650$	0,915	$C_{MEA(s)} = 414,600$ $C_{CO2(e)} = 210,968$ $C_{CO2(s) \text{ exp}} = 205,500$	1,54

D'après la littérature, l'aire interfaciale est un paramètre qui dépend uniquement du débit du liquide : elle est donc constante pour un débit de liquide donné.

En effet, lorsqu'on change le débit du CO<sub>2</sub>, on remarque que les valeurs, de l'aire interfaciale, calculées sont très proches pour tous les essais, ce qui prouve la validité de notre modèle théorique: l'aire interfaciale qu'on va choisir correspondra donc à la moyenne arithmétique de toutes les aires interfaciales calculées précédemment.

$$a_{\text{moy}} = \frac{\sum_{i=1}^6 a_i}{6} = 1,52 \quad (\text{m}^2 / \text{m}^3)$$

les calculs des concentrations théoriques utilisant l'aire interfaciale moyenne sont donnés dans le tableau suivant, ainsi que l'écart par rapport aux concentrations expérimentales :

Essai	C <sub>CO2</sub> (expérimentale)	C <sub>CO2</sub> (théorique)	Ecart (%)
1	72,87	73,34	0,64
2	140,87	140,71	0,11
3	208,65	207,97	0,33
4	70,64	72,90	3,10
5	138,42	139,89	1,05
6	205,50	206,73	0,59

**Tableau 7 :** Valeurs des concentrations expérimentales et théoriques à la sortie de la colonne d'absorption

## CONCLUSION :

D'après l'étude expérimentale que nous avons réalisé, on constate que le taux d'absorption à l'échelle pilote n'est pas assez élevé, vue les dimensions de la colonne ainsi que le débit du  $\text{CO}_2$  et de la MEA choisis.

Il faut aussi prendre en considération les erreurs de manipulations qui ont une certaine influence sur les résultats trouvés.

Cette étude nous a aussi permis de valider le modèle théorique en se basant sur l'évaluation de l'aire interfaciale qui est un paramètre très important dans les phénomènes d'absorption.

Le modèle théorique ainsi obtenu, nous permettra de dimensionner la colonne pour d'autres conditions opératoires, sans avoir recours à l'expérience ; il suffit donc d'introduire les données nécessaires pour avoir la hauteur de la colonne, ou bien la concentration de sortie du  $\text{CO}_2$  selon les besoins de l'utilisateur.

# Annexes

**ANNEXE 1**

<b>Matériau de garnissage</b>	<b>Tension superficielle critique <math>\delta_c</math> (mN/m)</b>
Carbone	56
Céramique non émaillée	61
Métal poli	35
Métal oxydé (ou traité)	75
Polyéthylène-polypropylène	33
PVC	40
Verre	73

**Tableau 1** : Tension superficielle critique pour différents matériaux de garnissage [22].

**ANNEXE 2****CORRELATION D'ENGORGEMENT :**

Soit :

$$\pi_1 = \frac{F_p}{g} \frac{\rho_G}{\rho_L} \frac{\rho_e}{\rho_L} \left( \frac{\mu_L}{\mu_e} \right)^{0,2} V_{SG}^2$$

et :

$$\pi_2 = \frac{V_{SL}}{V_{SG}} \sqrt{\frac{\rho_L}{\rho_G}}$$

où :

$F_p$  : facteur de garnissage (voir annexe 3) ;

$\rho_e, \mu_e$  : masse volumique, viscosité dynamique de l'eau à 20°C ;

$\mu_L$  : viscosité dynamique du liquide ;

$\rho_G, \rho_L$  : masse volumique du gaz, du liquide ;

$V_{SG}$  : vitesse superficielle du gaz ;

$V_{SGe}$  : vitesse superficielle du gaz à l'engorgement.

**Relation d'engorgement (c'est-à-dire pour  $V_{SG} = V_{SGe}$ ) :**

$$\ln \pi_{1e} = 0,1117 - 4,012 \pi_2^{1/4} \quad \text{avec : } \pi_1 \leq 0,5 - 0,7 \pi_{1e}$$

**PERTE DE CHARGE :**

$$\frac{\Delta P}{Z} = \frac{98}{\pi_{1e}} \pi_1 \left( A_1 + A_2 \frac{\pi_1}{\pi_{1e}} \right)$$

$$A_1 = 21,79 - 36,19 \pi_1^{1/4} + 16,60 \pi_1^{1/2}$$

$$A_2 = 7,06 + 10,30 \pi_2^{1/4} - 10,36 \pi_2^{1/2}$$

Avec :

$$\frac{\Delta P}{Z} : \text{perte de charge (Pa/m)}$$

**Tableau 2 :** *Hydrodynamique des colonnes à garnissage [12].*

**ANNEXE 3**

Type et matériau Du garnissage	Dimension		Facteur de garnissage $F_D$ ( $m^2/m^3$ )
	(inch)	(mm)	
Anneaux Raschig en céramique	3	76	120
	2	51	210
	1 1/2	38	310
	1	25	525
	3/4	19	840
	1/2	13	1700
	1/4	6,3	3300
Anneaux Raschig en acier	3	76	105
	2	51	190
	1 1/2	38	
	1	25	380
	3/4	19	
	1/2	13	
	1/4	6,3	
Anneaux Pall en acier	3	76	
	2	51	55
	1 1/2	38	80
	1	25	150
	1/2	13	
Selles de Berl en céramique	2	51	150
	1 1/2	38	210
	1	25	360
	3/4	19	560
	1/2	13	1250
	1/4	6,3	3000
Selles Intalox en céramique	3	76	70
	2	51	115
	1 1/2	38	170
	1	25	320
	3/4	19	430
	1/2	13	870
	1/4	6,3	2000
Miniring en plastique	3	76	40
	2	51	57
	1	25	90
Miniring en céramique	3	76	80
	2	51	190
Miniring en acier	3	76	46
	2	51	73
	1	25	113

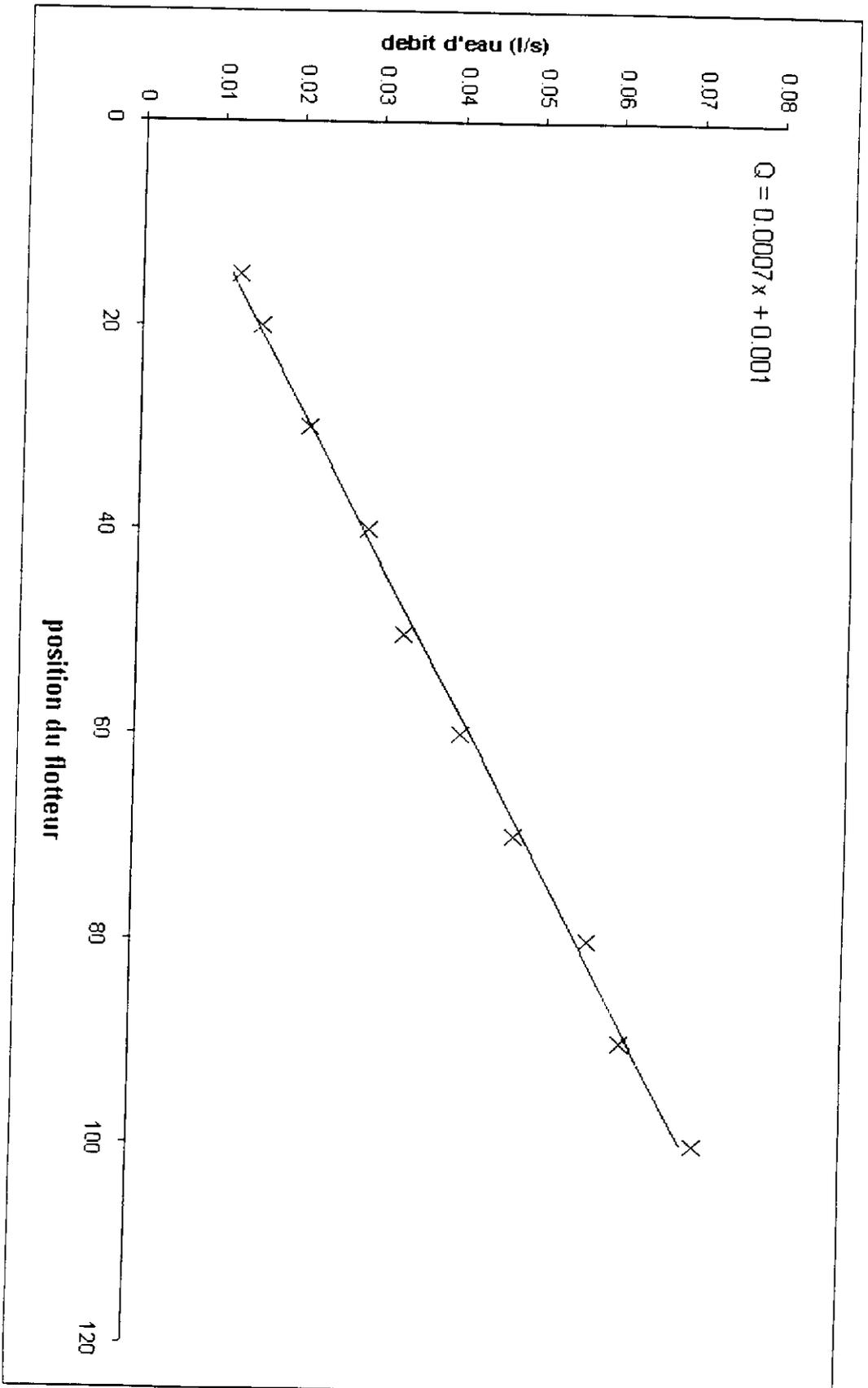
Tableau 3 : Facteur de garnissage pour différents remplissages [22].

**ANNEXE 4****Les courbes d'étalonnage****1. Etalonnage du débit mètre d'eau:**

L'étalonnage du débitmètre d'eau s'effectue d'une manière classique qui consiste à noter le volume "V" sortant du bac pendant un temps "t", pour chaque position du flotteur et calculer ensuite le débit d'eau correspondant:  $Q = \frac{V}{t}$ .

Les résultats obtenus sont présentés dans le tableau suivant:

position	1 <sup>er</sup> essai			2 <sup>eme</sup> essai			Débit moyen(l/s)
	V <sub>1</sub> (l)	T <sub>1</sub> (s)	Q <sub>1</sub> (l/s)	V <sub>2</sub> (l)	T <sub>2</sub> (s)	Q <sub>2</sub> (l/s)	
15	1	81.0	0.0123	2	167.0	0.0120	0.0122
20	1	67.0	0.0149	2	131.0	0.0152	0.0151
30	1	46.0	0.0217	2	96.0	0.0208	0.0213
40	1	33.5	0.0298	2	71.0	0.0282	0.0290
50	1	30.0	0.0334	2	59.5	0.0336	0.0335
60	1	24.5	0.0408	2	49.0	0.0408	0.0408
70	1	21.0	0.0476	2	42.0	0.0476	0.0476
80	1	17.0	0.0588	2	36.0	0.0555	0.0572
90	1	16.0	0.0625	2	33.0	0.0606	0.0616
100	1	14.0	0.0714	2	28.5	0.0702	0.0708



*Etalonnage du débitmètre d'eau*

## 2. Etalonnage du débitmètre d'air:

L'étalonnage du débitmètre d'air se fait à l'aide d'un débitmètre de référence (débitmètre à bille) étalonné préalablement par le constructeur.

L'opération consiste à mettre ce dernier en série avec le débitmètre à air (rotamètre), et de noter pour chaque position de la bille la position correspondante du rotamètre, d'où l'on peut tirer la valeur réelle du débit d'air à l'aide de la courbe donnée par le constructeur.

Il faut mentionner que la courbe du constructeur a été établie à une pression  $P_1 = 1 \text{ atm}$  et une température  $T_1 = 25 \text{ °C}$ ; cependant notre étude a été réalisée à une pression  $P_2 = 2 \text{ atm}$  et une température  $T_2 = 19 \text{ °C}$ , d'où la nécessité d'introduire une correction aux valeurs des débits d'air obtenues à partir de la courbe du constructeur.

$$\left. \begin{array}{l} \text{Pour } (P_1, T_1) \text{ on a: } Q_1 \cdot P_1 = F.R.T_1 \\ \text{Pour } (P_2, T_2) \text{ on a: } Q_2 \cdot P_2 = F.R.T_2 \end{array} \right\} \Rightarrow \frac{Q_1 \cdot P_1}{Q_2 \cdot P_2} = \frac{T_1}{T_2}$$

$$\Rightarrow Q_2 = \frac{Q_1 \cdot P_1 \cdot T_2}{P_2 \cdot T_1}$$

Les résultats sont représentés dans le tableau ci-dessous:

position de la bille	position du flotteur	données du constructeur ( $Q_1$ (l/h))	$Q_1 \cdot 10^3$ ( $\text{m}^3/\text{s}$ )	$Q_2 \cdot 10^3$ ( $\text{m}^3/\text{s}$ )
1	3	1000	0,2778	<b>0,1359</b>
2	9	1600	0,4444	<b>0,2175</b>
3	18	2200	0,6111	<b>0,2991</b>
4	24	2800	0,7778	<b>0,3807</b>
5	33	3550	0,9861	<b>0,4826</b>
6	42	4300	1,1944	<b>0,5846</b>
7	50	5200	1,4444	<b>0,7069</b>
8	57	5950	1,6528	<b>0,8089</b>
9	67	6850	1,9028	<b>0,9313</b>
10	75	8000	2,2222	<b>1,0876</b>

### 3. Etalonnage du débitmètre du CO<sub>2</sub> :

L'étalonnage du débit mètre du CO<sub>2</sub> s'effectue de la même manière que celui de l'eau ; sauf que dans ce cas, on note le volume 'V' du gaz qui passe à travers le compteur pendant un temps 't' donné, tout en tenant compte des variations de température et de pression à l'entrée de la colonne.

On a:

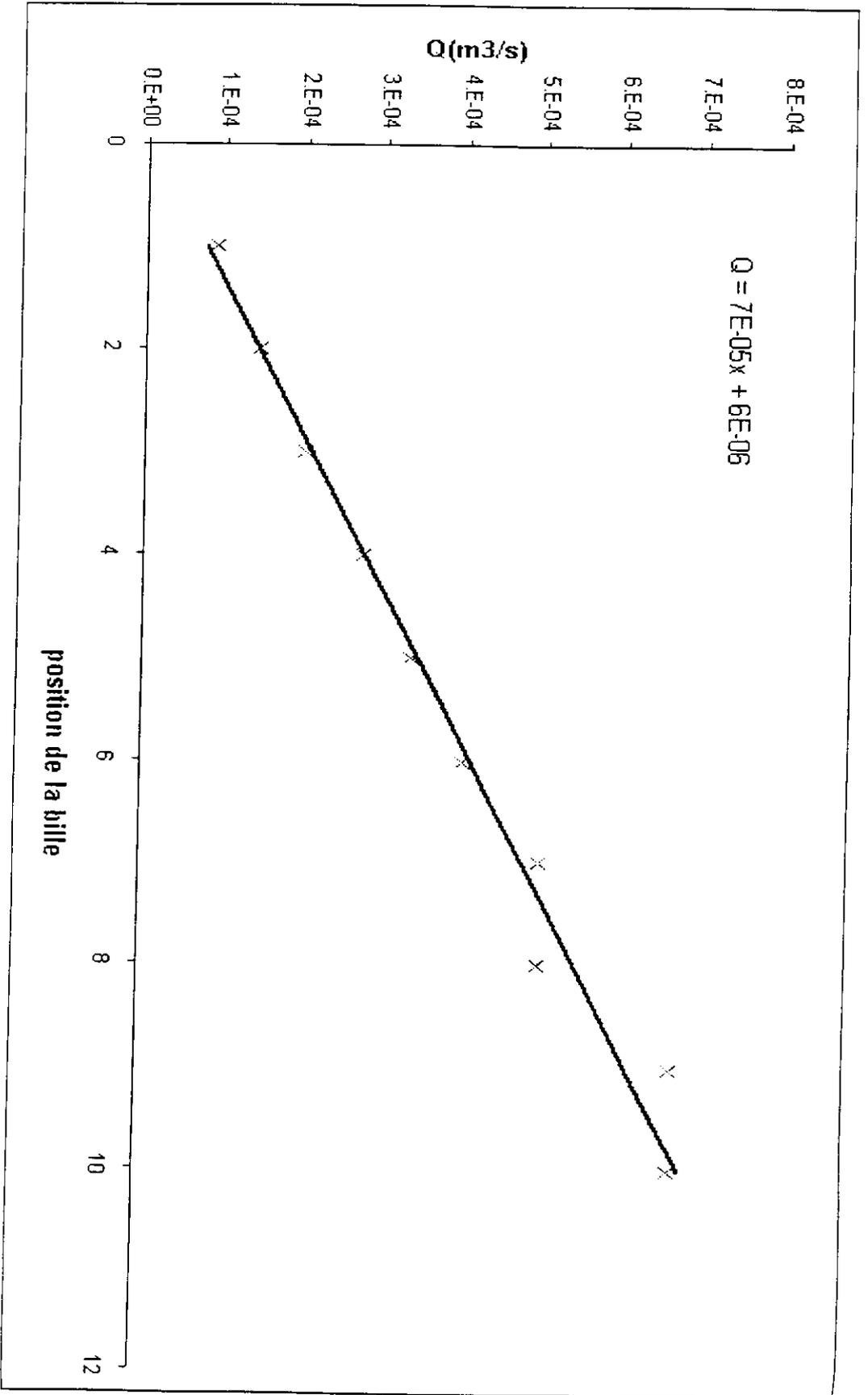
$P.V = n.R.T$ , en divisant les deux cotés de l'équation par le temps "t", on obtient:

$$P.Q = F.R.T \dots (*)$$

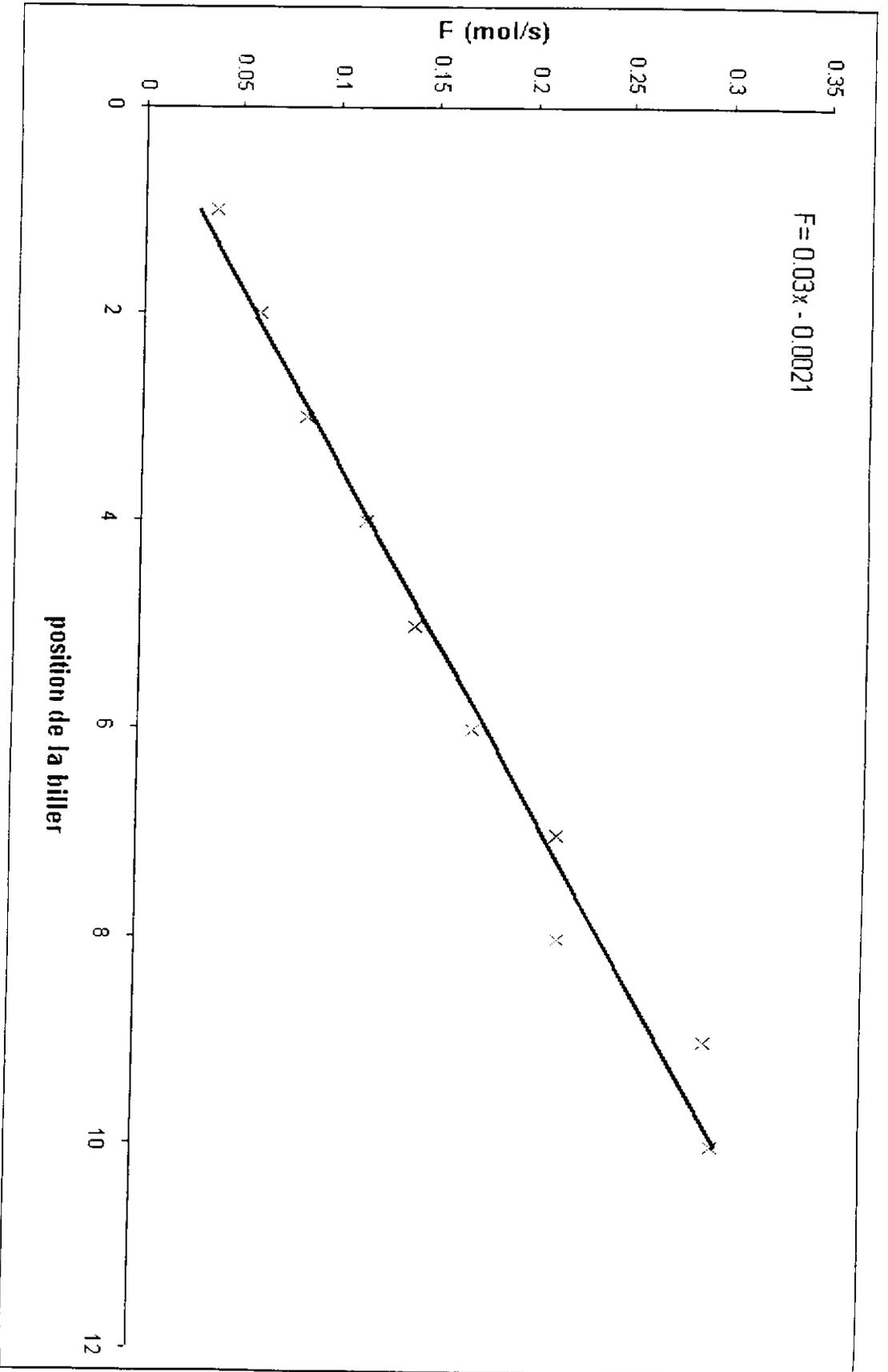
Sachant que le débit volumique "Q" est calculé par la formule  $Q = \frac{V}{t}$  ; on pourra alors déterminer le débit molaire "F", à partir de l'équation (\*).

Les valeurs des différents paramètres notés et calculés, sont indiquées dans le tableau suivant :

Positon	P (mmHg)	P (atm)	Température (K)	V (m <sup>3</sup> )	Temps (s)	Q*10 <sup>4</sup> (m <sup>3</sup> /s)	F (mol/l)
1	2	1,0032	290,6	0,001	11,5	0,8696	0,03661
2	2	1,0032	290,4	0,002	14	1,4287	0,06018
3	4	1,0063	290,4	0,002	10	2,0000	0,08452
4	5	1,0079	290,3	0,003	11	2,7273	0,11547
5	7	1,0110	290,2	0,003	9	3,3333	0,14162
6	9	1,0142	289,9	0,002	5	4,0000	0,17066
7	13	1,0205	289,7	0,002	4	5,0000	0,21479
8	17	1,0268	289,2	0,003	6	5,0000	0,21649
9	25	1,0394	289,0	0,002	3	6,6667	0,29242
10	33	1,0521	288,8	0,002	3	6,6667	0,29617



*Etalement du débitmètre volumique du CO<sub>2</sub>*



*Etalonnage du débitmètre molaire du  $CO_2$*

ANNEXE 5**Préparation d'une solution 0,5 N d'HCl**

Nous disposons d'une solution de HCl dont la pureté est de 37 % en masse (la solution mère); pour déterminer le volume de la solution à prélever et correspondant à 0,5 mole, on suit le raisonnement suivant :

On a :

$$\begin{cases} m = n.M & (1) \\ m = P.d.V & (2) \end{cases}$$

avec :

P : pureté de HCl

m : masse de HCl (g) ;

M : masse molaire de HCl (g/mol) ;

d : densité de la solution de HCl ( $\text{g}/\text{cm}^3$ ) ;

V : volume de la solution de HCl ( $\text{cm}^3$ ).

D'où alors, on peut déterminer le volume, en combinant les équations (1) et (2) :

$$V_{\text{solutionmère}} = \frac{n.M}{P.d} ;$$

avec :

$$n = 0,5 \text{ mol/l};$$

$$M = 36,46 \text{ g/mol};$$

$$P = 0,37$$

$$d = 1,184 \text{ g}/\text{cm}^3$$

$$\text{A.N} \quad V_{\text{solutionmère}} = \frac{0,5 * 36,5}{0,37 * 1,184} = 41,67 \text{ cm}^3.$$

Pour obtenir la solution « 0,5 N » d'HCl, on complète le volume prélevé de la solution mère jusqu'à un litre.

ANNEXE 6 :**Préparation de la solution de MEA**

a)  $C_{\text{MEA}} = 0,5 \text{ mol/l}$  :

Pour réaliser nos expériences, on a eu besoin de 20l d'une solution aqueuse de MEA, pour chaque essai.

Pour une solution aqueuse 0,5 N, le nombre de moles correspondant à un volume de 20l est de 10 moles.

$$\left. \begin{array}{l} 0,5 \text{ mole} \longrightarrow 1 \text{ litre.} \\ X \text{ moles} \longrightarrow 20 \text{ litres.} \end{array} \right\} \Longrightarrow X = n_{\text{MEA}} = 10 \text{ moles.}$$

Sachant la masse molaire de la MEA, on pourra donc déterminer la masse correspondante, ce qui nous permet ensuite d'estimer le volume de la solution mère à prendre, dont la pureté est de 98 % .

$$\begin{cases} m_{\text{MEA}} = n_{\text{MEA}} * M_{\text{MEA}}. \\ m_{\text{MEA}} = 0,98 * m_{\text{solution mère}} = 0,98 * (\rho_{\text{solution mère}} * V_{\text{solution mère}}). \end{cases}$$

$$\text{D'où alors : } V_{\text{solution mère}} = \frac{n_{\text{MEA}} * M_{\text{MEA}}}{0,98 * \rho_{\text{solution mère}}}$$

$$\text{Avec : } \begin{cases} n_{\text{MEA}} = 10 \text{ moles.} \\ M_{\text{MEA}} = 61,08 \text{ g/mol.} \\ \rho_{\text{solution mère}} = 1,016 \text{ g/cm}^3. \end{cases}$$

$$\text{A.N : } V_{\text{solution mère}} = 613,4 \text{ cm}^3 = 0,6134 \text{ l.}$$

b)  $C_{\text{MEA}} = 1 \text{ mol/l}$  :

De la même manière que précédemment, on recalcule le volume nécessaire pour la préparation d'une solution 1N :

$$V_{\text{solution mère}} = \frac{n_{\text{MEA}} * M_{\text{MEA}}}{0,98 * \rho_{\text{solution mère}}}$$

Avec :

$$\left\{ \begin{array}{l} n_{\text{MEA}} = 20 \text{ moles.} \\ M_{\text{MEA}} = 61,08 \text{ g/mol.} \\ \rho_{\text{solution mère}} = 1,016 \text{ g/cm}^3. \end{array} \right.$$

A.N :  $V_{\text{solution mère}} = 1226,9 \text{ cm}^3 = 1,2269 \text{ l.}$

Pour avoir les solutions désirées, on complète à chaque fois le volume prélevé de la solution mère jusqu'à 20 litres.

# Bibliographie

## BIBLIOGRAPHIE

- [01] : J.R.WELTY ; C.E. WICKS ; R.E. WILSON.  
Fundamentals of Momentum, Heat and mass transfer  
Ed. Wiley & Sons , 1984.
- [02] : P. TRAMBOUZE ; H. VAN LANDEGHEM ; J. P. WAUQUIER.  
Les réacteurs chimiques. conception/calcul/mise en œuvre.  
Ed, Technip, 1984.
- [03] : K. ONDA ; H. TAKEUCHI ; Y. OKUMOTO.  
J. Chem. Eng. Jap, 1, ,1968, p.56.
- [04] : S. S. PURANIK ; A. VOGELPOHL.  
Chem. Eng. Sc.,1, 1974,p.58.
- [05] : P. V. DANCKWERTS.  
Gas Liquid Reactions.  
Mc Graw Hill, Londres, 1970.
- [06] : L .DELEYE , . G.F. FROMENT.,Rigorous simulation and design of columns for  
gas absorption and chemical reaction . I.Packed columns.  
Comp.Chem.Eng.10.(5),(1986), 493-504
- [07] : .T .PINTOLA , P. TONTIWACHWUTHIKUL, .A. MEISEN,  
simulation of pilot plant and industrial CO<sub>2</sub>-MEA absorbers,  
Gas Separation and Purification.7 (1), (1993), 47-52
- [08] : G.P ESCOBILANA.. J.A .SAEZ.. J.R .PEREZ-CORREA.. H.T .NEUBURG..  
Behaviour of absorption/ stripping columns for CO<sub>2</sub>-MEA system :modelling and  
experiments. The Can. J.chem.Eng.69. (1991), 969-977
- [09] : P.TRAMBOUZE.  
Le raffinage du pétrole, Volume 4 ,Matériels et équipements ,Ed.Technip,1999
- [10] : G.A. MORRIS et J. JACKSON  
Absorption Towers.  
Ed. Butterworths 1953.

- [11] : Traité de Génie des procédés  
Technique de l'Ingénieur, J 2 626. 1999.
- [12] : P.WUITHIER  
Le pétrole, raffinage et génie chimique  
Technip, Tome 2, 1972.
- [13] : B.W.JESSER ; J.JACKSON.  
Trans. Am. Inst. Chem.Enrgs., 5, 1943, p.33
- [14] : M.M.FARID ; D.J.GUNN  
Chem. Eng. Sci., 3, 1979, p.55.
- [15] : Norton US Stoneware  
Absorption, distillation, optimisation, Mass transfer inc, 1978.
- [16] : J.J.CAROLL., J.D SLUPSKY., A.E MATHER.,  
The solubility of carbon dioxide in water at low pressure,  
J.Phys.chem.Ref.Data, 20, 1991, p. 6
- [17] : K.J.BRADLEY.; .H. ANDER;  
Dynamic analysis of a a packed gas absorber ;  
Can .J.Chem.Eng, 50, 1972, p.528-533
- [18] : R.C .REID.; J .M. PRAUSNITZ.; B.F. POLING. ;  
The properties of gases and liquids ;  
Mc Graw-Hill, NEW-YORK (1988).
- [19] : M. LEVA.  
Tower packings and packed tower design.  
US Stoneware company, 1953.
- [20] : J. S. ECKERT.  
Oil and Gas Journ.  
24 août 1970.
- [21]: M.DELLAH  
« Modélisation et simulation de l'absorption du CO<sub>2</sub> par de la MEA dans une  
colonne à garnissage ». Thèse de magistère (ENP 2002).
- [22]: M.MADANI , L.BENACHOUR.  
« Etude expérimentale du système (air-CO<sub>2</sub>, eau-NaOH) dans une colonne à  
garnissage ». Projet de fin d'études ( USTHB 2001).