

10/03

République Algérienne Démocratique et Populaire
Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique
Ecole Nationale Polytechnique
Département du Génie Chimique



PROJET DE FIN D'ETUDES
En vue d'obtention d'un diplôme

D'INGENIEUR D'ETAT EN GENIE CHIMIQUE

Thème

**SIMULATION ET DETERMINATION EXPERIMENTALE
DE L'AIRE INTERFACIALE D'UNE COLONNE
D'ABSORPTION DU CO₂ PAR UNE SOLUTION
AQUEUSE DE MONOETHANOLAMINE (MEA).**

Dérigé par:

M^f A. SELATNIA
M^{me} S. HADDOUM

Présenté par :

Mr K. TAGACHOUGHT
Mr S. AIT BACHIR

PROMOTION JUIN 2003
ENP, 10 Avenue Hassen Badi EL-Harrach

Résumé

Le présent travail concerne la simulation d'une colonne à garnissage d'absorption du CO₂ par une solution aqueuse de Monoethanolamine (MEA).

L'étude qu'on a réalisé consiste à établir un modèle mathématique qui nous permet d'estimer l'aire interfaciale ainsi que les concentration du CO₂ et de la MEA à la sortie de la colonne à garnissage dont les dimensions sont données.

Pour s'assurer de la validité de ce modèle, nous avons effectué 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

Mots clés : absorption , colonne à garnissage , dioxyde de carbone , simulation

Abstract

The present work describes the simulation of pecked column of absorption of CO₂ by an aqueous solution of Monoethanolamine (MEA).

This achieved study consists in establishing a mathematical model , which enables us to calculate the interface area and the CO₂ and MEA concentrations at the end of 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.

Key words : absorption , packed column , dioxide of carbon , simulation.

ملخص

العمل المقدم يخص تمثيل عمود محشو لامتصاص ثاني أكسيد الكربون بواسطة محلول المونوايثانول أمين.

في إطار هذه الدراسة قمنا بإنجاز نموذج رياضي يمكننا من حساب تركيز ثاني أكسيد الكربون و كذا تركيز المونوايثانول أمين المتبقين بعد الامتصاص بواسطة تفاعل كيميائي.

للتأكد من نجاعة النموذج قمنا بدراسة تجريبية على العمود و النتائج المحصل عليها كانت ايجابية بالمقارنة مع النتائج النظرية.

الكلمات المفتاحية : امتصاص , عمود محشو , ثاني أكسيد الكربون , تمثيل

Remerciements

Ce projet de fin d'étude a été réalisé au département de génie chimique de l'école nationale polytechnique d'Alger .

Nous tenons à remercier sincèrement nos promoteurs **M^r A .SELATNIA** et **M^{me} S.HADDOUM** pour constante disponibilité ; et leurs aide très précieuse pour la réalisation de ce travail.

Nous remercions également **M^r C.E.CHITOUR** , professeur à L'Ecole Nationale Polytechnique d'Alger qui a bien voulu présider le jury de soutenance de notre thèse .

Nous n'oublions pas de remercier les autres membres du jury pour avoir voulu évaluer notre travail.

M^{me} F. MOHELLEBI

M.C (examinatrice)

M^r O.HADJADJ-AOUL

M.C (examinateur)

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

Dédicace

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
BIBLIOTHEQUE — المكتبة
Ecole Nationale Polytechnique

*Je dédie ce mémoire à mes parents , pour leur soutiens matériel et moral.
à mes frères et sœurs et particulièrement à mon beau frère Mohamed pour
son aide.*

A mon cher binôme salah, pour sa patience et sa gentillesse.

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

Tagachoucht karim.

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

*A mon cher père qui m'à toujours aidé et m'a donné courage tout au long
de mes études .*

A mes frères et sœurs

A mon cher binôme karim, pour sa patience et sa gentillesse.

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

Ait bachir salah.

SOMMAIRE

INTRODUCTION	1
---------------------------	---

CHAPITRE I : ABSORPTION PHYSIQUE

I.1 DEFINITION	5
I.2 TRANSFERT DE MATIERE ENTRE PHASES	5
I.2.1 Le concept d'équilibre	6
I.2.2 Théorie du double film de LEWIS et WHITMAN	7
I.2.3 Coefficients partiels de transfert de matière	8
I.2.4 Coefficients globaux de transfert de matière	10
I.2.5 Relation entre les coefficients de transfert de matière globaux et partiels.	11
I.3 CARACTERISTIQUES D'UNE COLONNE D'ABSORPTION	12
I.3.1 Estimation de k_G , k_L et α	13
I.3.2 Calcul de la hauteur de la colonne d'absorption	14

CHAPITRE II : ABSORPTION CHIMIQUE

II.1 PRINCIPE	21
II.1.1 Les solvants chimiques	23
II.1.2 Propriétés des amines	24
II.2 BILAN DE MATIERE EN PHASE LIQUIDE	25
II.3 EXPRESSIONS DE C_A ET DES DENSITES DE FLUX EN PHASE LIQUIDE	26
II.3.1 Cas d'une réaction du pseudo-premier ordre	26
II.3.2 Cas d'une réaction de deuxième ordre	30
II.3.3 Expression de KISHINEVSKII	33
II.3.4 Réaction instantanée	34

CHAPITRE III : LES COLONNES A GARNISSAGE

III.1 INTRODUCTION -----	38
III.2 EFFICACITE D'UN GARNISSAGE -----	38
III.3 DIVERS TYPES DE GARNISSAGE -----	39
III.3.1 Garnissage en vrac-----	40
III.3.2 Garnissage structuré -----	44
III.3.3 Les grilles-----	46
III.4 CONSTRUCTION DES COLONNES A GARNISSAGE -----	46
III.4.1 Support du garnissage et distribution de la phase gazeuse----	47
III.4.2 Distribution de la phase liquide et fixation du garnissage----	48
III.4.3 Mise en place du garnissage-----	51
III.4.4 Dimensions d'une colonne à garnissage-----	52
III.5 CARACTERISTIQUES DES COLONNES A GARNISSAGE	53
III.5.1 Engorgement et perte de charge-----	53
III.5.2 Variation de la perte de charge en fonction des débits massiques du gaz et du liquide-----	55
III.5.3 Rétention du liquide-----	57
III.5.3.1 La rétention capillaire ou rétention statique-----	57
III.5.3.2 La rétention dynamique -----	57
III.5.3.3 La rétention totale-----	58
III.5.4 Vitesse d'arrosage du liquide-----	60

CHAPITRE IV : MODELISATION ET SIMULATION DE LA COLONNE D'ABSORPTION

IV MODELISATION ET SIMULATION DE LA COLONNE D'ABSORPTION	63
IV.1 MODELISATION DE LA COLONNE D'ABSORPTION---	63
IV.2 SIMULATION DE LA COLONNE D'ABSORPTION-	68
IV.2.1 Principe de la méthode de RANGE –KUTTA	70
IV.2.2 Différente étapes de l'élaboration du programme	71
IV.2.2.1 Calcul du coefficient d'accélération E	71
IV.2.2.2 Algorithme du programme principal	71
IV.2 SIMULATION-----	72

CHAPITRE IV : PARTIE EXPERIMENTALE

V.1 CHOIX DE L'INSTALLATION PILOTE	78
V.2. DESCRIPTION ET FONCTIONNEMENT	
DE LA COLONNE	78
V.2.1 Alimentation liquide	79
V.2.2 Alimentation Gaz	79
V.2.3 Contrôle et régulation	80
V.3 CARACTERISTIQUES DU GARNISSAGE ET DE LA COLONNE	
GARNIE	82
V.3.1 Surface spécifique du grain	82
V.3.2 Fraction du vide d'un grain du garnissage	83
V.3.3 Dimension caractéristique du grain	83
V.3.4 Porosité de la colonne à garnissage	84
V.3.5 Aire géométrique du garnissage : A_p	85
IV.4 ETUDE HYDRODYNAMIQUE	85
V.4.1 Mode opératoire des essais hydrodynamiques	85

INTRODUCTION

De nombreuses expériences ont été faites pour chiffrer l'influence d'une réaction chimique sur la vitesse d'absorption d'un gaz par un liquide . Il semble très difficile d'attendre des résultats expérimentaux des arguments pour indiquer qu'une théorie est fondée que les autres . Par contre, il est important de confronter les résultats expérimentaux avec les développements théoriques , de manière à s'assurer de leur interprétation qualitative et de leur interprétation quantitative , sinon parfaite , du moins approchée.

L'absorption d'un gaz dans un liquide se rencontre dans de nombreux procédés des industries chimiques, agroalimentaires, pétrolières et biochimiques. La grandeur clef intervenant dans la mise au point de ces procédés ainsi que dans le dimensionnement des réacteurs, est la solubilité des différents gaz dans les différents liquides et leurs capacités à réagir avec des réactifs dissous dans ces liquides.

La séparation de CO_2 en particulier d'un mélange gazeux peut se faire par plusieurs procédés dont on peut citer :

- Les procédés de séparation par absorption qui peut être physique ou chimique dans des colonnes .
- Les procédés a membrane qui se repose sur la migration sélective du CO_2 à travers la membrane .
- les procédés cryogéniques qui se repose sur la condensation ou la solidification du 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 .
-

les principaux contacteurs gaz-liquide utilisés actuellement sont les suivants :

- Colonnes a garnissage.
- Colonnes a plateaux (a calotte ,a clapets , a perforation,...) .
- Colonnes a bulles.
- Colonnes a pulvérisation .
- Colonnes a film

Mais d'une manière générale, les colonnes d'absorptions à garnissage qui font appel au transfert de matière entre phases, restent les utilisées pour la séparation des gaz acides tels que : le CO₂ et H₂S du gaz naturel et autre gaz industriels, du fait de leur simplicité de conception et d'utilisation.

Toutes substances présentant une réactivité avec le CO₂ peut servir pour le séparer d'un mélange gazeux ; les réactifs les plus appropriés sont les alkaolamines. les amines primaires sont plus réactives que les amines secondaires ; elles même plus réactives que les amines tertiaires ; c'est pourquoi l'amine primaire « MEA », est utilisée pour l'absorption du CO₂.

De ce fait, dans ce présent travail, nous nous sommes intéressés à l'étude de l'absorption du CO₂ par la solution aqueuse de monoethanolamine (MEA) dans une colonne à garnissage à 40°C.

Chapitre I

Nomenclature du chapitre :

- a : aire interfaciale (m^2 théorique/ m^3 de lit) ;
 A_p : surface spécifique du garnissage (m^2 théorique/ m^3 de lit) ;
 C_A : concentration du composé A dans la phase liquide (mole/ m^3)
 C_A^* : concentration de A qui est en équilibre avec P_{AG} (mole de A/ m^3)
 C_{A1}^*, C_{A2}^* : concentrations de A dans l'eau qui sont en équilibre avec P_{AG1}, P_{AG2} (mole/ m^3)
 C_{AG} : concentration de A dans la phase gazeuse (mole de A/ m^3)
 C_{AG1}, C_{AG2} : concentrations de A dans l'air en bas, au sommet de la colonne (mole de A/ m^3)
 C_{Ai} : concentration de A à l'interface (mole de A/ m^3)
 C_{AL} : concentration de A dans la phase liquide (mole de A/ m^3)
 C_{AL1}, C_{AL2} : concentrations de A dans l'eau en bas, au sommet de la colonne (mole de A/ 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 ($atm.m^3/mole$)
 k_G : coefficient de transfert de matière partiel côté gaz (m/s)
 K_G : coefficient de transfert de matière global côté gaz (mole de A/ $m^2.s.atm$)
 k_L : coefficient de transfert de matière partiel côté liquide (m/s)
 K_L : coefficient de transfert de matière global côté liquide (mole de A/(mole de A/ m^3). $m^2.s$)
 K_X : coefficient de transfert de matière relatif au rapport molaire X_A (mol d'air/ $m^2.s$)

K_Y	: coefficient de transfert de matière relatif au rapport molaire Y_A (mol d'air/m ² .s)
L	: débit volumique de l'eau par unité de section droite de la colonne (m ³ /m ² .s)
L_S	: débit molaire de l'eau par unité de section droite de la colonne (mol d'eau/m ² .s)
N_A	: flux du composé A transféré (mole de A/m ² . s)
N_{AG}	: flux du composé A transféré dans la phase gazeuse (mole de A/m ² . s)
N_{AL}	: flux de A transféré dans la phase liquide (mole de A transféré/m ² .s)
P_A	: pression partielle du composé A dans la phase gazeuse (atm)
P_A^*	: pression partielle de A qui est en équilibre avec C_{AL} (atm)
P_{AG}	: pression partielle de A dans la phase gazeuse (atm)
P_{AG1}, P_{AG2}	: pressions partielles de A dans l'air en bas, au sommet de la colonne (atm)
P_{Ai}	: pression partielle de A à l'interface (atm)
R	: constante des gaz parfaits (l.atm/mole.K)
S	: section droite de la colonne (m ²)
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 (mole de A/mole d'eau)
X_{A1}, X_{A2}	: rapport molaire de A en bas de colonne, en haut de colonne (mole de A/mole d'eau)
X_A^*	: rapport molaire de A relatif au coefficient de transfert global (mole de A/mole d'eau)
Y_A	: rapport molaire de A (mole de A/mole d'air)
Y_{A1}, Y_{A2}	: rapport molaire de A en bas de colonne, en haut de colonne (mole de A/mole d'air)
Y_A^*	: rapport molaire de A relatif au coefficient de transfert global (mole de A/mole d'air)
Z	: hauteur de la colonne garnie (m)

Lettres grecs :

μ_G	: viscosité dynamique du gaz (kg/m.s)
μ_L	: viscosité dynamique du liquide (kg/m.s)
ρ_G	: masse volumique du gaz (kg/m ³)
ρ_L	: masse volumique du liquide (kg/m ³)
δ_G	: épaisseur du film côté gaz (m)
δ_L	: épaisseur du film côté liquide (m)
σ	: tension superficielle relative à la phase liquide (N/m)
σ_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 .

Ces processus sont économiquement attractifs é cause de la petite consommation en énergie lors de la régénération des solvants .

I.2) TRANSFERT DE MATIERE ENTRE PHASES

D'une manière générale , les phénomène de transfert de matière sont complexes et la prévision des grandeur caractéristique , à ces différents niveaux est , au moins pour une part , de nature empirique .

Dans la plupart des opérations de séparation gaz-liquide, le système est constitué d'une phase continue et d'une phase dispersée. Cette dernière se présente sous forme de gouttes , de bulles ou de film. Dans un tel système, les phénomènes de transfert de matière sont souvent complexes car , diffusion et réaction chimique ont lieu simultanément .

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

Plusieurs modèles de transfert de matière ont été proposés en s'appuyant sur des hypothèses différentes.

- Modèle du double film de LEWIS et WHITMAN en 1924.
- Modèle de pénétration de HIGBIE en 1935.
- Modèle de KISHINIVSKY en 1951.
- Modèle de renouvellement de surface de DANCKWERTS en 1951
- Modèle de BAKOWSKI en 1954.
- Modèle du film-pénétration de TOOR et MARCHELLO en 1958.
- Modèle de KING en 1966
- Modèle de NOYES et coll en 1992.

Nous ne développons que le modèle qui nous intéresse et que nous appliquons par la suite à savoir le modèle du film de LEWIS et WHITMAN.

Remarque :

Quelque soit la théorie de chaque modèle , elle admettent tous un équilibre thermodynamique à l'interface qui se traduit par l'égalité des potentiels chimique qui s'écrit :

$$U_j^L = U_j^V$$

L'égalité des potentiels chimiques traduit l'égalité des fugacités $F_j^L = F_j^V$

De plus ces théories supposent que la résistance interfaciale est nulle.

I.2.1) Le concept d'équilibre [1] :

Considérons deux phases fluides I et II séparées par une interface . Si les deux phases ne sont pas en équilibre de concentration pour au moins l'un des composés A_i , il y aura migration de ce composés A_i d'une phase vers l'autre avec franchissement de l'interface . Le transfert de A_i prendra fin lorsque les deux phases seront en équilibre de concentration en composé A_i .

En réalité , on s'aperçoit que ce concept de différence de concentration (potentiel) n'est pas toujours 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 différents en contactes) , la quantité maximale de matière pouvant passer d'une phase à l'autre peut être estimée à partir des principes d'équilibres entre phases .

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

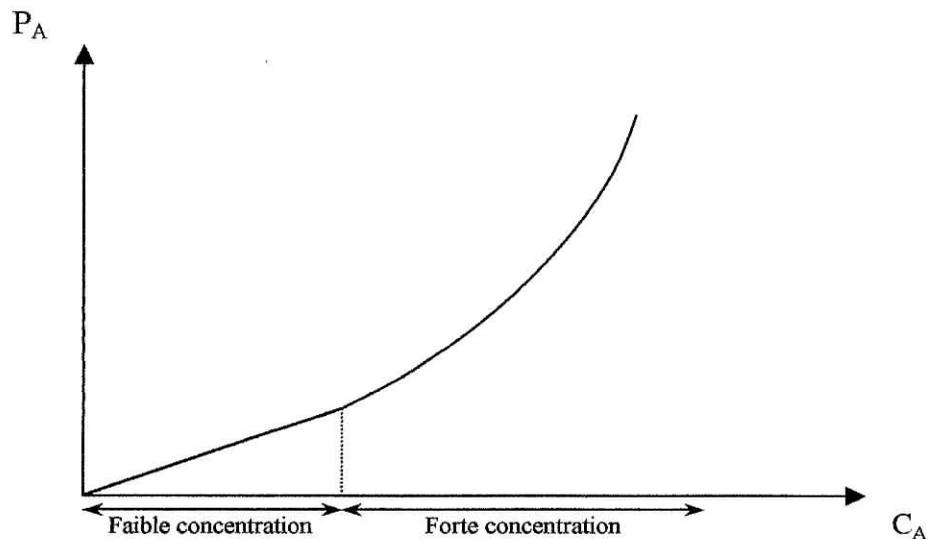


Figure I.1 : La distribution du soluté A à l'équilibre entre la phase gazeuse et la phase liquide à une température donnée.

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. Celle-ci peut être exprimée par une relation linéaire, connue sous le nom de «loi de HENRY». 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 (loi de HENRY).

$$\text{La loi de HENRY étant : } P_A = H \cdot C_A \quad (\text{I.1})$$

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.

I2.2) Théorie du double film de LEWIS et WHITMAN [1] :

LEWIS et WHITMAN ont admis au niveau du contact du liquide avec le gaz l'existence d'un film stagnant d'une certaine épaisseur dans chaque phase et ils suppose qu'au voisinage de l'interface l'écoulement est laminaire alors qu'il est turbulent au delà et que la vitesse est parallèle à l'interface . les forces interfaciales suffisent en effet a provoqué l'amortissement de la turbulence.

Les hypothèses de ce modèle sont les suivantes :

- La résistance au transfert est localisée dans les deux films
- pas de résistance interfaciale .
- équilibre thermodynamique a l'interface (l'égalité des potentiels chimique et des fugacités entre les deux phases) .

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

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

Le profile de concentration de l'espèce transférée est linéaire à l'intérieure du film aussi bien du côté gaz que du côté liquide . Ce modèle est représenté sur la **figure (I-1)** suivante :

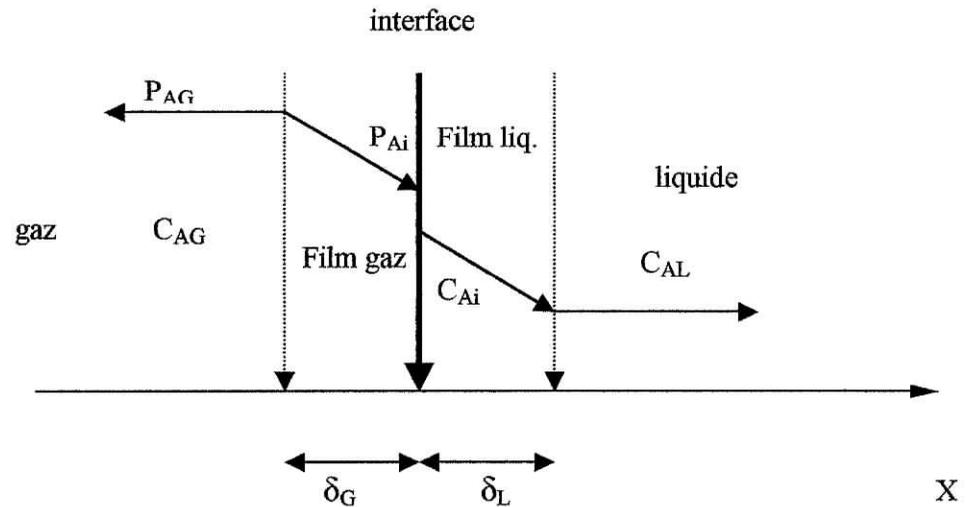


Figure (I-2) : *Modèle de LEWIS et WHITMAN*
Profile de concentration

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

Pour caractériser le transfert de matière dans une phase, on définit un coefficient partiel ou local de transfert de matière k_L en phase liquide ou k_G en phase gazeuse , en rapportant le flux d'absorption à une force motrice caractéristique qui peut être , selon le coefficient , un gradient de concentration ou de pression :

Cote liquide :

$$N_{AL} = k_L (C_{Ai} - C_{AL}) \quad (I.2)$$

Avec:

N_{AL} : flux de A transféré dans la phase liquide (mole de A / m² .s).

k_L : coefficient de transfert de matière partiel coté liquide (m / s).

C_{Ai} , C_{AL} : concentration de A à l'interface et dans la phase liquide respectivement (mole de A / m³).

Cote gaz :

$$N_{AG} = k_G' (P_{AG} - P_{Ai}) \quad (I.3)$$

Avec :

N_{AG} : flux du compose A dans la phase gazeuse (mole / m² .s)
 [(mole de a transféré) / (unité d'aire interfaciale .unité de temps .)] .

k_G' : coefficient de transfert de matière partiel cote gaz
 (mole de A transféré / (m² .s . atm) .

k_G : coefficient de transfert de matière partiel cote 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 / m³).

C_{AGi} : concentration de A à l'interface (mole / m³).

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

Ou :

P_A : pression partielle du constituant A à l'interface cote gaz (atm).

H : constante d'HENRY (atm . m³ / mol) .

C_{Ali} : concentration du constituant A à l'interface cote liquide (mole de A / m³) .

Les coefficients de transfert partiels sont définis comme étant :

$$k_G = D_{AG} / \delta_G \quad , \quad k_L = D_{AL} / \delta_L \quad (I.5)$$

Avec :

k_G , k_L : coefficient de transfert de matière partiels cote gaz , cote liquide (m/s)

D_{AG} , D_{AL} : coefficient de diffusion de cot gaz , cote liquide (m² /s) .

δ_G , δ_L : épaisseur du film cote gaz , coté liquide (m) .

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

$$N_{AL} = N_{AG} = k_G' (P_{AG} - P_{Ai}) = k_L (C_{Ali} - C_{AL}) \quad (I.6)$$

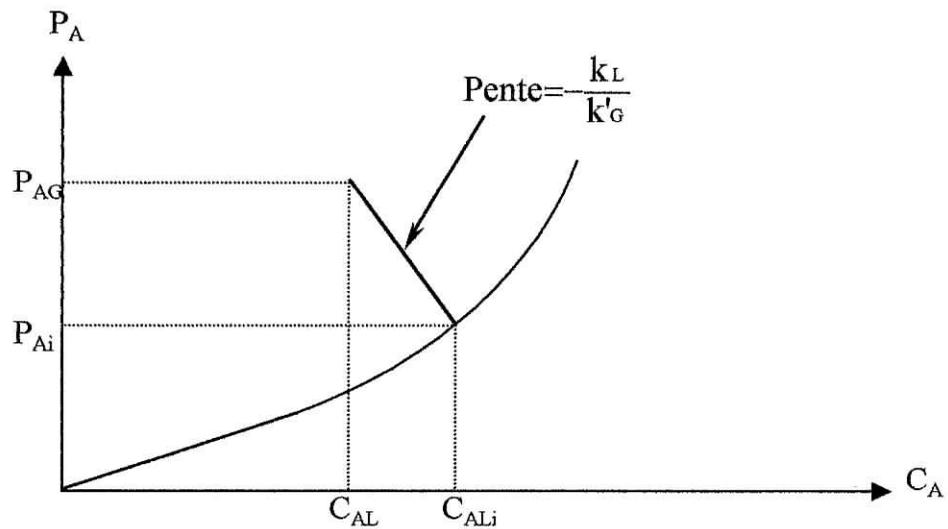


Figure I.3 : Prédiction des compositions interfaciales par la théorie du double film [2].

I.2.4) Coefficient globaux de transfert de matière[1]:

On peut définir les flux de matière en fonction des coefficient globaux d transfert de matière :

$$N_{AG} = K_G' (P_{AG} - P_A^*) \quad (I.7)$$

$$N_{AL} = K_L (C_A^* - C_{AL}) \quad (I.8)$$

Avec :

K_G' : coefficient de transfert de matière global cote gaz
(mole de A transféré / m³ .s.atm).

K_L : coefficient de transfert de matière globale cote liquide (m/s).

P_A^* : pression partielle de A en équilibre avec C_{AL} (atm).

C_A^* : concentration de A qui est en équilibre avec P_{AG} (mole de A / m³).

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

$$P_A^* = H. C_{AL} \quad (I.9)$$

$$P_{AG} = H. C_A^* \quad (I.10)$$

I.2.5) Relation entre les coefficients de transfert de matière globaux et partiels [1]:

A partir de l'équation (I.7), on a

$$1 / K_G' = (P_{AG} - P_A^*) / N_{AG}$$

d'où :

$$1 / K_G' = [(P_{AG} - P_{Ai}) / N_{AG}] + [(P_{Ai} - P_A^*) / N_{AG}] \quad (I.11)$$

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

$$1 / K_G' = [(P_{AG} - P_{Ai}) / N_{AG}] + [(H \cdot C_{ALi} - H \cdot C_{AL}) / N_{AG}] \quad (I.12)$$

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

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

D'où :

$$1 / K_G' = (1 / k_G') + (H / k_L) \quad (I.13)$$

on suit le même raisonnement, on considère cette fois-ci, la relation (I.8) :

$$1 / K_L = (C_A^* - C_{AL}) / N_{AL}$$

D'où:

$$1 / K_L = [(C_A^* - C_{Ai}) / N_{AL}] + [(C_{ALi} - C_{AL}) / N_{AL}] \quad (I.14)$$

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

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

$$1 / K_L = (1 / H \cdot k_G') + (1 / k_L) \quad (I.16)$$

L.3) CARACTERISTIQUES D'UNE COONNE D'ABSORPTION :

Soit une colonne d'absorption (**figure I.4**) ou circule à contre courant deux phases : liquide [eau] et gaz [air + CO₂ (A)]:

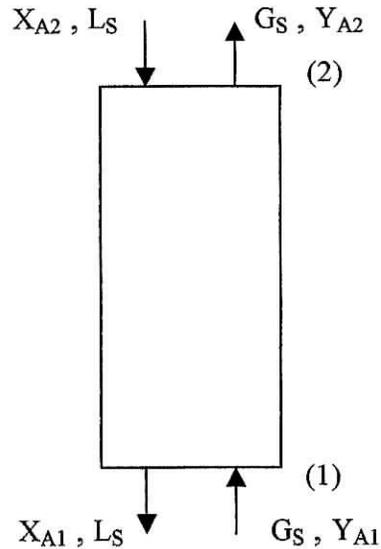


Figure I.4 : bilan d'une colonne d'absorption

Avec:

- L_S : débit molaire de l'eau par unité de section droite de la colonne
(mole de l'eau / m² . s).
- G_S : débit molaire de l'air par unité de section droite de la colonne
(mole de l'air / m² . s).
- X_{A1}, X_{A2} : rapport molaire de A en bas et en haut de la colonne
(mole de A / mole de d'eau).
- Y_{A1}, Y_{A2} : rapport molaire de A en bas et en haut de la colonne
(mole de A / mole de l'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 colonne 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 corrélation ci dessous dont la résolution donne 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 transfert de masse , par exemple les zones stagnante ou le réactif est épuisé et le solvant saturé par le composé gazeux sont inactives .

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

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

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

Avec :

k_G, k_L : coefficient de transfert de matière partiel côté gaz, côté liquide (m/s) ;

a : aire interfaciale (m² théorique/m³ de lit) ;

A_p : surface spécifique du garnissage (m² théorique/m³ 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 (m²/s)

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

μ_G, μ_L : viscosité du gaz, du liquide (kg/m.s) ;

ρ_G, ρ_L : masse volumique du gaz, du liquide (kg/m³) ;

g : accélération gravitationnelle (m/s²) ;

σ : tension superficielle relative à la phase liquide (N/m) ;

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

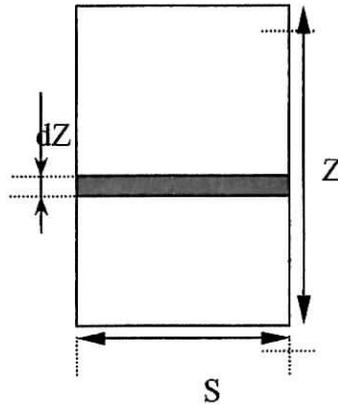
I.3.2) Calcul de la hauteur de la colonne d'absorption :

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 :

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

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

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

$$[N_A \cdot a \cdot dZ] = [\text{mole de A transféré}/m^2 \cdot s] \tag{I.20}$$

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

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

et l'équation (I.7) :

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

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

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

$$(I.24)$$

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

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

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

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

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

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

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

Nous avons aussi :

$$N_A = K_Y (Y_A - Y_A^*) \quad (I.28)$$

donc, à partir des relations (I.7) et (I.6), on peut écrire :

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

De la même manière, pour la phase liquide :

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

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

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

d'où :

$$\int_0^Z dZ = \frac{L_s}{K_{X,a}} \int_{X_{A1}}^{X_{A2}} \frac{dX_A}{X_A^* - X_A} \quad (I.32)$$

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

$$Z = \frac{L_s}{K_{X,a}} \int_{X_{A1}}^{X_{A2}} \frac{dX_A}{X_A^* - X_A} \quad (I.33)$$

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

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

d'où :

$$\int_0^Z dZ = \frac{G_S}{K_{Y,a}} \int_{Y_{A1}}^{Y_{A2}} \frac{dY_A}{Y_A - Y_A^*} \quad (I.35)$$

Finalement :

$$Z = \frac{G_S}{K_{Y,a}} \int_{Y_{A1}}^{Y_{A2}} \frac{dY_A}{Y_A - Y_A^*} \quad (I.36)$$

Nous pouvons aussi exprimer la hauteur de la colonne en fonction des concentrations du constituant A dans les phases liquide et gazeuse, pour y parvenir, nous faisons le bilan de matière sur la colonne représentée dans la **figure I.4**

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

On sait que :

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

d'où :

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

D'après la relation (24), on a :

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

Donc :

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

et :

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

Il est impossible d'intégrer la relation (I.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" :

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

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

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

avec :

$$C_{A1}^* = \frac{P_{AG1}}{H} \quad (I.44)$$

$$P_{AG1} = R.T.C_{AG1} \quad (I.45)$$

$$C_{A2}^* = \frac{P_{AG2}}{H} \quad (I.46)$$

$$P_{AG2} = R.T.C_{AG2} \quad (I.47)$$

Ou :

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/m³);

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

T : température de l'air (K);

H : constante de HENRY (atm.m³/mole).

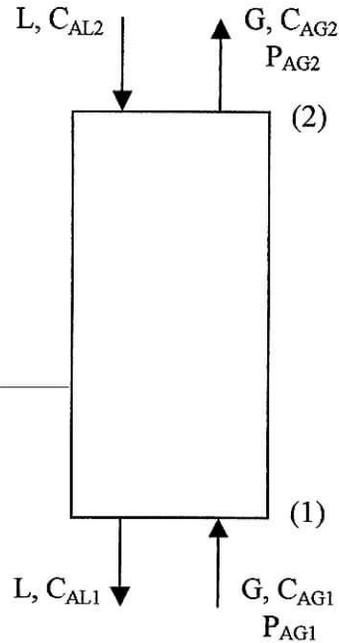


Figure I.5 : Colonne d'absorption

Avec :

L : débit volumique du liquide par unité de section droite de colonne (m³/m².s);

G : débit volumique du gaz par unité de section droite de colonne (m³/m².s);

C_{AL1} et C_{AL2} : concentrations de A dans le liquide en bas et au sommet de colonne (mole de A/ m³);

C_{AG1} et C_{AG2} : concentrations de A dans le gaz en bas et au sommet de colonne (mole de A/ m³).

Chapitre II

Nomenclature du chapitre

A	:CO ₂
a	:aire interfaciale (m ² théorique/m ³ de lit)
B	:MEA
C_A	:concentration du composé A (mol/m ³)
C_{A(e)}	:concentration du composé A à l'entrée de la colonne (mol/m ³)
C_{AG}	:concentration du composé A dans la phase gazeuse (mol/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_{A(s)}	:concentration du composé A à la sortie de la colonne (mol/m ³)
C_B	:concentration du composé B (mol/m ³)
C_{B(e)}	:concentration du composé B dans la phase liquide à l'entrée de la colonne (mol/m ³)
C_{BL}	:concentration du composé B dans la phase liquide (mol/m ³)
C_{B(s)}	:concentration du composé B à la sortie de la colonne (mol/m ³)
D_{AL}	:coefficient de diffusion de A dans la phase liquide (m ² /s)
E	:facteur d'accélération
F_A	:le flux spécifique d'absorption du composé A (mol/m ³ .S)
G,L	:Débit volumique de la phase gazeuse et la phase liquide (m ³ /s)
Ha	:nombre adimensionnel appelé nombre de HATTA
J	:nombre adimensionnel
N₂	: nombre adimensionnel
k	:constante de la vitesse de réaction (m ³ /mol. s)
k_{AG}	:coefficient de transfert de matière partiel de A côté gaz (m/s)
k_{AL}	:coefficient de transfert de matière partiel de A côté liquide (m/s)
m	:pente de la droite d'équilibre physique entre phase
N_A	:flux de matière du composé A, pour le cas du transfert avec réaction chimique (mol/m ² .s)

- N_A' : flux de matière du composé A, pour le cas du transfert sans réaction chimique ($\text{mol/m}^2 \cdot \text{s}$)
- 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
- α : nombre adimensionnel
- β_1, β_2 : constantes
- λ : nombre adimensionnel
- δ_G, δ_L : épaisseur du film côté gaz et côté liquide (m)
- ν_A, ν_B, ν_P : coefficient stœchiométrique des composés A, B, P

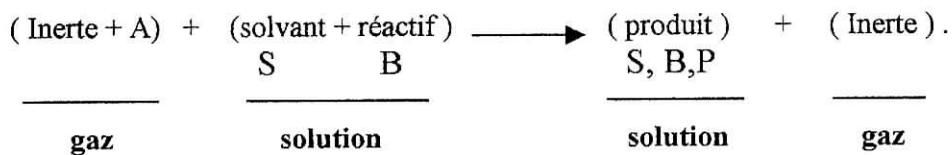
Dans ce chapitre, nous développerons les différents modèles mathématiques utilisés pour décrire le processus d'absorption (absorption du CO₂ d'un mélange air + CO₂ par une solution de MEA dans l'eau) dans une colonne à garnissage, opérant à contre courant à une température de 40°C. on vérifiera ensuite dans le chapitre VI la validité des modèles choisis par comparaison de ces résultats à ceux obtenus expérimentalement.

II.1) PRINCIPE : [2]

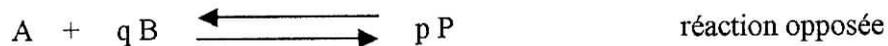
L'absorption d'un gaz accompagné de réaction chimique en phase liquide permettra d'améliorer l'efficacité de la séparation (par exemple l'absorption du CO₂ dans une solution aqueuse de soude, amine...etc.), et la sélectivité de la séparation (par exemple l'absorption du CO₂ et H₂S dans des solutions d'éthanol amine).

La réaction chimique modifie le profil de concentration 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 est la suivante :



Au cours de laquelle le soluté (A) réagit avec le réactif (B) en solution pour donner le produit (P) d'après la réaction suivante :



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 de transfert de matière .

Ce dernier effet 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 .

$$F_A = N_A \cdot a = k_G' \cdot a \cdot (P_{AG} - P_{Ai}) = E \cdot k_L \cdot a \cdot (C_{Aii} - C_{AL}) \quad (II.1)$$

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 réactionnelle ;
- Réaction entre A et B;
- Transfert de P du site réactionnel vers la phase liquide .

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

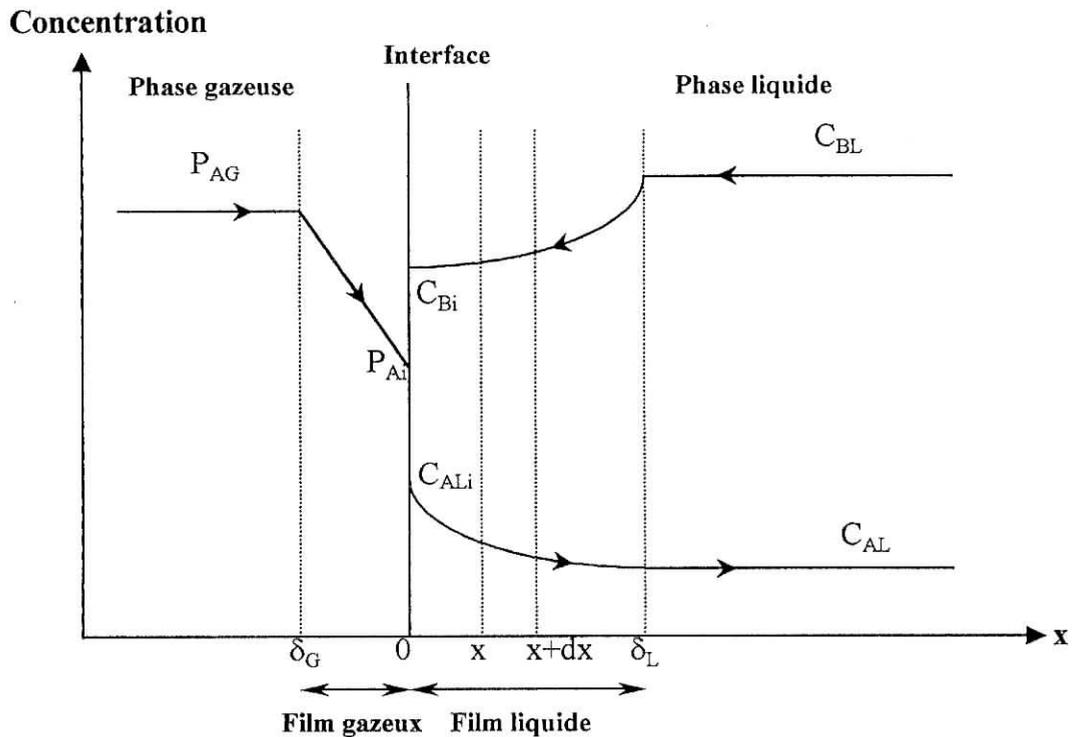
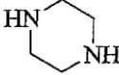


Figure II.1 : Profils des concentrations pour le transfert de matière avec réaction chimique [2].

II.1.1) LES SOLVANTS CHIMIQUES [6]:

Les solutions aqueuses d'alcool aminés sont ordinairement les plus utilisées pour éliminer le dioxyde de carbone des gaz industriels. ce processus a été appliqué dans le traitement des gaz depuis 1930. Des réactions chimiques analogues sont impliquées dans ces processus quelle que soit l'amine utilisée, nous discuterons en détail le cas de la monoethanolamine, qui est probablement, le solvant le plus intéressant dans l'industrie et qui a fait l'objet d'études intenses dans les recherches.

Parmi ces solvant chimiques utilisés on peut citer :

$\text{OH-CH}_2\text{-CH}_2\text{-NH}_2$	Monoethanolamine (MEA)
$\text{OH-CH}_2\text{-CH}_2\text{-NH-CH}_2\text{-CH}_2\text{-OH}$	Diethanolamine (DEA)
$\text{OH-CH}_2\text{-CH}_2\text{-NCH}_3\text{-CH}_2\text{-CH}_2\text{-OH}$	Methyldiethanolamine (MDEA)
$\text{N}(\text{CH}_2\text{-CH}_2\text{-OH})_3$	Triethanolamine (TEA)
$\text{OH-CHCH}_3\text{-CH}_2\text{-NH-CH}_2\text{-CHCH}_3\text{-OH}$	Diisopropanolamine (DIPA).
	Piperazine

En générale , on considère que le groupe hydroxyle sert à diminuer la pression de vapeur et augmenté la solubilité dans l'eau. Tandis que le groupe amine fournit l'alcalinité nécessaire pour absorber les gaz acides .

La MEA a été la première amine à être mise en œuvre , en raison de la plus grand facilité de fabrication . toute fois comparée aux amines secondaires et tertiaires , elle a l'inconvénient d'être plus corrosive . c'est pour cette raison que la concentration de la MEA est limité 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 et la MDEA.

D'autre part , la MEA présente une plus grande tendance à former des produits de dégradation que les amines secondaire ou tertiaire , 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.1.2) Propriétés des amines [6]:

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

Tableau II .1:Caractéristiques thermodynamiques des réactions entre le CO₂ et la MEA

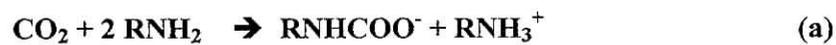
	MEA	DEA	MDEA
Poids moléculaire	62,1	10,5	119,2
Chaleur de réaction: (KJ/Kg CO₂)	1915	1520	950

Les étapes de la réaction entre le CO₂ et la Monoéthanolamine :

La réaction entre CO₂ et l’amine a été longuement étudié par Danckwerts et Astarita il y a de cela une cinquantaine d’année .

Toute fois trois réactions principales apparaissent du système CO₂-MEA [1]

- 1) Formation de ‘carbamate ‘



- 2) Formation de bicarbonate



- 3) Carbamate reversion



La réaction direct du CO_2 avec l'eau ,suivi par la dissociation de l'acide carbonique présenté a une vitesse de réaction négligeable sauf à des valeurs de PH peu élevé .

Pour le système CO_2 -MEA , la réaction est irréversible et la vitesse de formation de bicarbonate est relativement pas importante , puisque la stabilité de MEA carbamate est grande selon **Astarita** .

Toute fois la réaction (a) est la plus lente donc , nous pouvons la considérer comme la réaction principale .

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 :

$$\begin{aligned} \text{Flux de A entrant à l'abscisse } x &+ \text{Quantité de A apparaissant (ou disparaissant) par unité de temps} &= \text{Flux de A sortant à l'abscisse } x+dx \\ -D_{AL} \left[\frac{dC_{AL}(x)}{dx} \right]_x + v_A r_A dx &= -D_{AL} \left[\frac{dC_{AL}(x)}{dx} \right]_{x+dx} \end{aligned} \quad (\text{II.2})$$

Pour dx très petit, nous avons :

$$\frac{\left[\frac{dC_{AL}(x)}{dx} \right]_{x+dx} - \left[\frac{dC_{AL}(x)}{dx} \right]_x}{dx} = \frac{d \left(\frac{dC_{AL}(x)}{dx} \right)}{dx} = \frac{d^2 C_{AL}(x)}{dx^2} \quad (\text{II.3})$$

On peut réécrire l'équation (II.2) de la manière suivante :

$$D_{AL} \left\{ \left[\frac{dC_{AL}(x)}{dx} \right]_{x+dx} - \left[\frac{dC_{AL}(x)}{dx} \right]_x \right\} + v_A r_A dx = 0 \quad (\text{II.4})$$

Si on divise l'équation (II.4) par dx , et on utilisant l'égalité (II.3), on aura l'équation différentielle suivante :

$$D_{AL} \left(\frac{d^2 C_{AL}(x)}{dx^2} \right) + v_A r_A = 0 \quad (\text{II.5})$$

Les conditions aux limites sont :

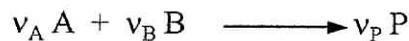
$$\begin{cases} x = 0 ; C_{AL}(0) = C_{ALi} \\ x = \delta_L ; C_{AL}(\delta_L) = C_{AL} \end{cases}$$

L'intégration de l'équation (II.5) est plus ou 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 (mol/m^3) ;

$C_{BL}(x)$: concentration du composé B dans la phase liquide (mol/m^3).

L'équation (II.5) s'écrira comme suit :

$$D_{AL} \left(\frac{d^2 C_{AL}(x)}{dx^2} \right) + v_A k C_{AL}(x) C_{BL}(x) = 0; \quad (\text{II.6})$$

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 :

$$D_{AL} \left(\frac{d^2 C_{AL}(x)}{dx^2} \right) + v_A k C_{AL}(x) C_{BL} = 0; \quad (\text{II.7})$$

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 :

$$C_{AL}(x) = \beta_1 \exp(\alpha x) + \beta_2 \exp(-\alpha x) \quad (\text{II.8})$$

Avec :

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

Les conditions aux limites permettent de calculer les constantes β_1 et β_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 (II.8), la concentration $C_{AL}(x)$ en phase liquide aura pour expression :

$$C_{AL}(x) = \frac{C_{AL} \text{sh}(\alpha x) + C_{ALi} \text{sh}[\alpha(\delta_L - x)]}{\text{sh}(\alpha \delta_L)} \quad (\text{II.9})$$

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

$$\frac{dC_{AL}(x)}{dx} = \frac{\alpha C_{AL} \text{ch}(\alpha x) - \alpha C_{ALi} \text{ch}[\alpha(\delta_L - x)]}{\text{sh}(\alpha \delta_L)} \quad (\text{II.10})$$

On en déduit le flux traversant l'interface :

$$[N_A]_{x=0} = -D_{AL} \left[\frac{dC_{AL}(x)}{dx} \right]_{x=0} = \frac{D_{AL} \alpha \delta_L \operatorname{ch}(\alpha \delta_L)}{\delta_L \operatorname{sh}(\alpha \delta_L)} \left\{ C_{ALi} - \frac{C_{AL}}{\operatorname{ch}(\alpha \delta_L)} \right\} \quad (\text{II.11})$$

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

$$[N_A]_{x=\delta_L} = -D_{AL} \left[\frac{dC_{AL}(x)}{dx} \right]_{x=\delta_L} = k_A \frac{\alpha \delta_L}{\operatorname{th}(\alpha \delta_L)} \left\{ \frac{C_{ALi}}{\operatorname{ch}(\alpha \delta_L)} - C_{AL} \right\} \quad (\text{II.12})$$

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 :

$$\alpha \delta_L = \text{Ha} = \frac{\sqrt{-v_A k C_{BL} D_{AL}}}{k_A} \quad (\text{II.13})$$

Avec :

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

δ_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 :

$$[N_A]_{x=0} = k_A \frac{\text{Ha}}{\operatorname{th}(\text{Ha})} \left\{ C_{ALi} - \frac{C_{AL}}{\operatorname{ch}(\text{Ha})} \right\} \quad (\text{II.14})$$

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

$$[N_A']_{x=0} = k_A (C_{ALi} - C_{AL}) \quad (\text{II.15})$$

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

$$E = \frac{[N_A]_{x=0}}{[N_A']_{x=0}} = \frac{Ha}{\text{th}(Ha)} \frac{1 - \frac{\lambda}{\text{ch}(Ha)}}{1 - \lambda} \quad (\text{II.16})$$

Avec : $\lambda = \frac{C_{AL}}{C_{ALi}}$

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 :

$$J = \frac{[NA]_{x=\delta_L}}{[NA]_{x=0}} = \frac{1 - \lambda \text{ch}(Ha)}{\text{ch}(Ha) - \lambda} \quad (\text{II.17})$$

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.

Dans ce cas : $[N_A]_{x=0} \approx [N_A']_{x=0} = k_A (C_{ALi} - C_{AL})$
(II.18)

• C'est-à-dire : $E \approx 1$.

2) **$0,3 < Ha < 5$** → Cas intermédiaire :

On utilise l'expression (II.16).

3) **Ha > 5** → 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 :

$$J = \frac{1}{\text{ch}(Ha)} \quad \text{et} \quad E \approx Ha \quad (\text{II.19})$$

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

$$[N_A]_{x=0} \approx C_{ALI} \cdot k_A \cdot Ha = C_{ALI} \sqrt{k C_{BL} D_{AL}} \quad (\text{II.20})$$

II-3-2) cas d'une réaction de deuxième ordre :

Les relations précédentes ont pu être établies aisément parce que l'on a considéré que $C_{BL}(x)$ était constante dans le film, c'est à dire que :

$$C_{BL}(x) \approx C_{BL} \quad \text{et donc :} \quad \frac{dC_{BL}(x)}{dx} \approx 0 \quad (\text{II.21})$$

nous devant également envisager le cas où cette hypothèse n'est pas vérifiée. Dans ce cas il n'est pas possible d'obtenir une expression analytique pour $[N_A]_{x=0}$. On peut toutefois obtenir une solution numérique.

l'expression (II.2) s'écrit pour les composés A et B de la manière suivant :

$$D_{AL} \left[\frac{d^2 C_{AI}(x)}{dx^2} \right] + v_A k C_{AI}(x) C_{BI}(x) = 0 \quad (\text{II.22.a})$$

$$D_{BL} \left[\frac{d^2 C_{BL}(x)}{dx^2} \right] + v_B k C_{AL}(x) C_{BL}(x) = 0 \quad (\text{II.22.b})$$

on utilise les conditions limites suivantes pour les intégrations :

$$x = 0 \quad C_{AL}(0) = C_{ALI} \quad \frac{dC_{BL}(0)}{dx} = 0 \quad (\text{II.23})$$

$$x = \delta \quad C_{AL}(\delta) = C_{AL} \quad C_{BL}(\delta) = C_{BL} \quad (\text{II.24})$$

remarque :

(II.23) résulte du non transfert du composé considéré vers la phase gazeuse c.a .d il y a pas désorption du CO₂ .

on combinant les équations (II.22.a) et (II.22.b) on obtient :

$$\frac{d^2 C_{BL}(x)}{dx^2} = \frac{\nu_B}{\nu_A} \frac{D_{AL}}{D_{BL}} \frac{d^2 C_{AL}(x)}{dx^2} \quad (\text{II.25})$$

En intégrant deux fois et on utilisant les conditions limites , on obtient :

$$C_{BL}(x) = C_{BL} \left\{ 1 + \frac{\nu_B}{\nu_A} \frac{D_{AL}}{D_{BL}} \frac{C_{ALi} - C_{AL}}{C_{BL}} \left[\frac{(\delta - x) \left(\frac{dC_{AL}(x)}{dx} \right)_{X=0}}{C_{AL}(x) - C_{AL}} + 1 \right] \right\} \quad (\text{II.26})$$

Mais :

$$[N_1]_{X=0} = \frac{D_{AL}}{\delta} (C_{ALi} - C_{AL})$$

$$[N_1']_{X=0} = -D_{AL} \left(\frac{dC_{AL}(x)}{dx} \right)_{X=0}$$

Et donc :

$$E = \frac{[N_1']_{X=0}}{[N_1]_{X=0}} = - \left(\frac{dC_{AL}(x)}{dx} \right)_{X=0} \cdot \frac{\delta}{C_{ALi} - C_{AL}} \quad (\text{II.27})$$

L'expression (II.26), écrite pour les conditions de l'interface , s'écrit :

$$C_{BLi} = C_{BL} \left\{ 1 + \frac{\nu_B}{\nu_A} \frac{D_{AL}}{D_{BL}} \frac{C_{ALi}}{C_{BL}} (1 - \lambda)(1 - E) \right\} \quad (\text{II.28. a})$$

On introduisant le groupe :

$$N_2 = \frac{\nu_A}{\nu_B} \frac{D_{BL}}{D_{AL}} \frac{C_{BL}}{C_{ALi}}$$

$$C_{BLi} = C_{BL} \left\{ 1 + \frac{(1-\lambda)(1-E)}{N_2} \right\} \quad (\text{II.28.b})$$

Pour pouvoir exprimer $[N_1]_{x=0}$ il faut pouvoir disposer du terme

$$\left(\frac{dC_{AL}(x)}{dx} \right)_{X=0}$$

On peut y parvenir en écrivant que le flux interfacial répondant à l'équation (II.5) avec

$C_{BL}(x) = C_{BLI}$ pratiquement constant près de l'interface, car :

$$\left(\frac{dC_{BL}(x)}{dx} \right)_{X=0} = 0$$

Donc on peut écrire :

$$DAL \left(\frac{d^2 C_A(x)}{dx^2} \right) = -v_A k_{CBLI} C_{AL}(x) \quad \text{pour } x \text{ voisin de } 0$$

L'intégration de cette équation conduit à :

$$[N_1]_{X=0} = k_A \frac{\sqrt{-v_A k_{CBLI} DAL}}{th \left(\frac{\sqrt{-v_A k_{CBLI} DAL}}{k_A} \right)} \left[C_{ALi} - \frac{C_{AL}}{ch \left(\frac{\sqrt{-v_A k_{CBLI} DAL}}{k_A} \right)} \right] \quad (II.29)$$

On remarque que cette expression est identique à relation (II.11) à la différence que C_{BL} a été remplacé par C_{BLI} .

Donc le facteur d'accélération peut s'écrire :

$$E = \frac{[N_1]_{X=0}}{[N_1]_{X=0}} = \frac{Ha \sqrt{1 - \frac{(E-1)(1-\lambda)}{N_2}}}{th \left[Ha \sqrt{1 - \frac{(E-1)(1-\lambda)}{N_2}} \right]} \frac{1 - \frac{\lambda}{ch \left[Ha \sqrt{1 - \frac{(E-1)(1-\lambda)}{N_2}} \right]}}{1-\lambda} \quad (II.30)$$

II-3-3) expression de KISHINEVSKII [7]:

nous avons une expression fournie par KISHINEVSKII qui est sous la forme suivante :

$$E=1+\frac{Ha}{A}\left[1-\exp(-0.65Ha\sqrt{A})\right] \quad (\text{II.32})$$

avec :

$$A=\frac{Ha}{N_2}+\exp\left[\frac{0.68}{Ha}-\frac{0.45}{N_2}Ha\right]$$

Cette expression nous permet d'avoir la limite du régime de réaction rapide ($Ha>5$) et il est facile de voir les limites du régime de réaction de pseudo premier ordre rapide et de réaction instantanée

➤ *REACTION DE PSEUDO PREMIER ORDRE RAPIDE :*

$$E=Ha \quad ; \quad Ha>5 \quad \text{et} \quad Ha/N_2<0.1$$

➤ *REACTION INSTANTANEE :*

$$E=1+N_2 \quad ; \quad Ha>5 \quad \text{et} \quad Ha/N_2>10$$

II.3.4) réaction instantanée :

Si la réaction $A+B \longrightarrow \text{produits}$, peut être considérée comme réaction instantanée et en supposant toujours que seul le CO_2 est transfère de la phase gazeuse vers la phase liquide qui comporte le composé B c'est le MEA dans notre cas ,alors dans ce cas A et B ne peuvent pas coexister en même temps dans la phase liquide .alors la situation sera décrite par la figure suivante.

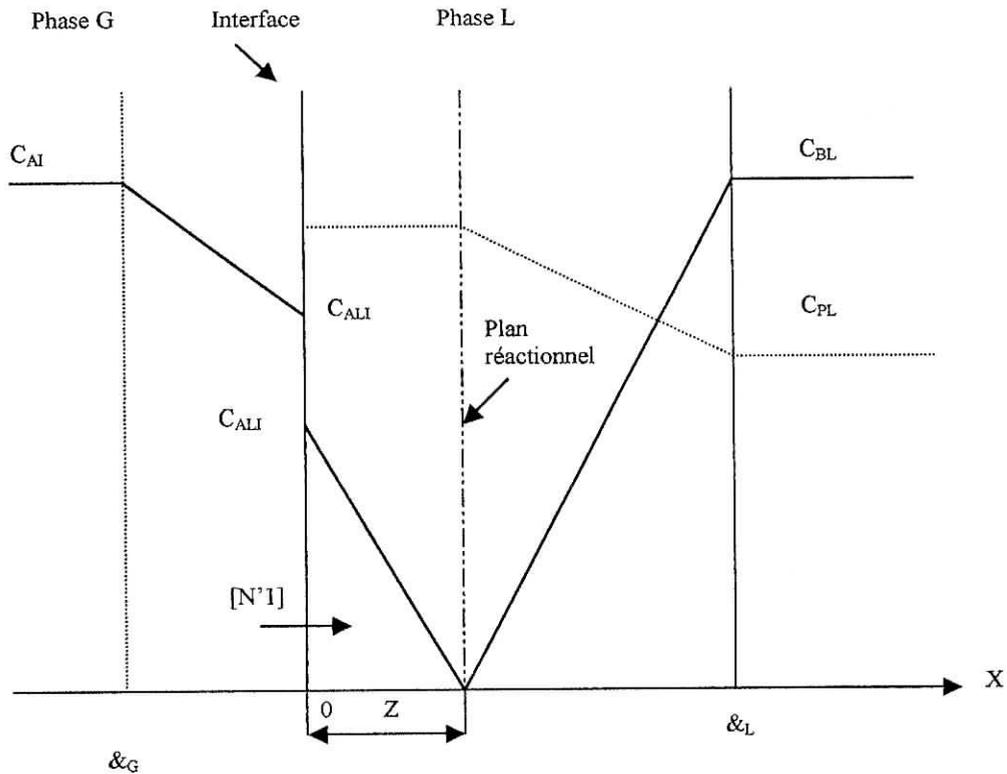


Figure II.2 : profils de concentration près de l'interface dans le cas d'une réaction instantanée .

- Dans la première tranche de 0 à X il y aura présence de A et le produit mais pas celle de B.
- Au delà de X il y aura présence de B et produit mais pas de A.

La distance X marque la présence d'un plan réactionnel, en ce point les flux respectifs et en sens contraire de A et de B seront dans le rapport des coefficients stœchiométriques

Si on a pas ce cas alors il y aura un déplacement de l'interface (point X) jusqu'à satisfaction de la condition et ainsi disparition de l'excédant de l'un des réactifs.

$$\text{Flux de B} = DBL \left(\frac{C_{BL} - 0}{\delta_B - X} \right) \quad (\text{II.33})$$

➤ Le flux de A compté dans le sens des x croissant s'écrit de la manière suivante :

$$\text{Flux de A} = -DAL \left(\frac{C_{ALi} - 0}{0 - X} \right) = DAL \frac{C_{ALi}}{X} \quad (\text{II.34})$$

➤ Le flux de B copte dans le sens des x décroissants s'écrit d la manière suivante :

Le rapport des flux doit être égale au rapport des coefficients stœchiométriques alors on obtient la relation suivante :

$$\frac{\frac{DAL C_{ALi}}{X}}{\frac{DBL C_{BL}}{(\delta_B - X)}} = \frac{\nu_A}{\nu_B} \quad (\text{II.35})$$

donc on obtient la formule suivante:

$$X = \frac{\nu_B DAL C_{ALi} \delta_B}{\nu_A DBL C_{BL} + \nu_B DAL C_{ALi}} \quad (\text{II.36})$$

1) en absence de réaction chimique et pour $C_{AL} = 0$ pour pouvoir effectuer la comparaison nous aurions le résultats suivants :

$$[N_A]_{X=0} = \frac{DAL}{\delta} C_{ALi} \quad (\text{II.37})$$

2) en présence de réaction chimique on obtient la relation suivante :

$$[N_A]_{X=0} = \frac{DAL}{X} C_{ALi} \quad (\text{II.38})$$

donc le facteur d'accélération E aura pour expression :

$$E = \frac{\delta}{X} \quad (\text{II.39})$$

$$E = 1 + N_2 \quad (\text{II.40})$$

On remarque que cette expression représente le deuxième cas limite de l'expression de KISHINEVSKII.

Chapitre III

Nomenclature du chapitre :

- a** : l'aire interfaciale (m^2/m^3)
A_p : l'aire géométrique du garnissage (m^2/m^3)
C : lieu des points de charge
D : diamètre de la colonne (m)
d : dimension nominale du garnissage (mm)
D_p : dimension caractéristique du garnissage (m)
d_v : 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 (m/s^2)
G_m : débit massique du gaz (kg/s)
H_a : nombre de HATTA
L : débit du liquide, par unité de surface de section droite ($kg/m^2 h$)
L_m : débit massique du liquide (kg/s)
N : nombre d'éléments par m^3
n : exposant
R : rétention totale, en volume de liquide par unité de volume
R_c : rétention capillaire ou statique
R_e : rétention totale de l'eau
R_o : rétention dynamique ou opératoire
V : volume de la colonne (m^3)
V_L : volume de liquide (m^3)
V_{MA} : vitesse minimale d'arrosage ($m^3/m^2 h$)
V_i : volume du vide (m^3)
V_{SG} : vitesse superficielle du gaz (m/s)
V_{SL} : vitesse superficielle du liquide (m^3)
Y_F : ordonnée dans les conditions d'engorgement
 $\Delta P/Z$: perte de charge du gaz (Pa/m)
 δ_L, δ_e : tension superficielle du liquide et d'eau N/m

δ_c : tension superficielle critique N/m

ϵ_g : fraction de vide du garnissage

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

ρ_L, ρ_G : masse volumique du liquide, du gaz (kg/m^3)

ρ_e : masse volumique de l'eau (kg/m^3)

μ_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. [8], [5], [9] .

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 ε comme indiqué dans la formule empirique de Reichelet et Blass [10].

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

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 [8].

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 [8].

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 III.1.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 ($\frac{1}{4}$, 4 inch) [10].

b) Les anneaux Pall : (Figure III.1.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) [10]

c) anneaux de Lessing : (Figure III.1.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 III.1.D)

Elles ont une forme dérivée du paraboloid hyperbolique avec renforcement des arrêtes et adjonction des nervures. Cette forme assure au lit une structure enchevêtrée provocante 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 III.1.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.

Tableau III.1 : Caractéristiques géométriques de quelques garnissages en vrac [8].

Type	Dimension (mm)		Nombre d'éléments par m ³	Poids spécifique (kg/m ³)	Surface spécifique (m ⁻¹)	Fraction de vide (%)
	Diamètre	Épaisseur				
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		49 600	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					



Figure III.1 : Différents types de garnissages [8].

III. 3.2) Garnissages structurés : [10]

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 III.2**).

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 III.3**).

Tableau III.2: Paramètres caractéristiques de quelques garnissages [10].

Type	Géométrie de la structure				assemblage			A_p (m^2/m^3)	Fraction du vide ε
	α (degr)	h (cm)	B (cm)	L (cm)	H (cm)	B (degr)	θ (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

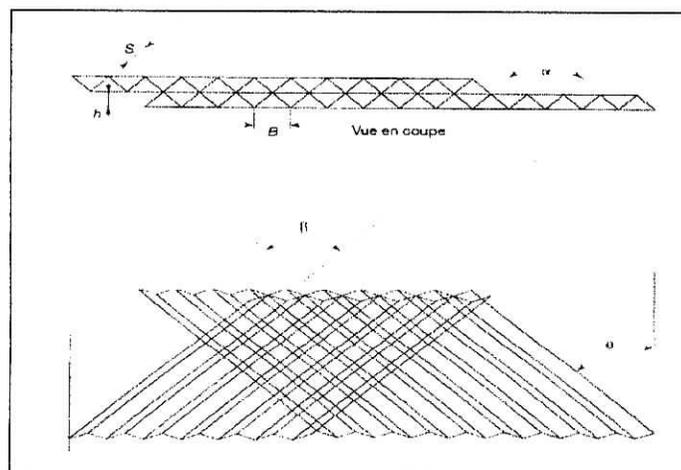


Figure III.2 : Schéma montrant la géométrie des garnissages structurés, ainsi que les dimensions caractéristiques [10].

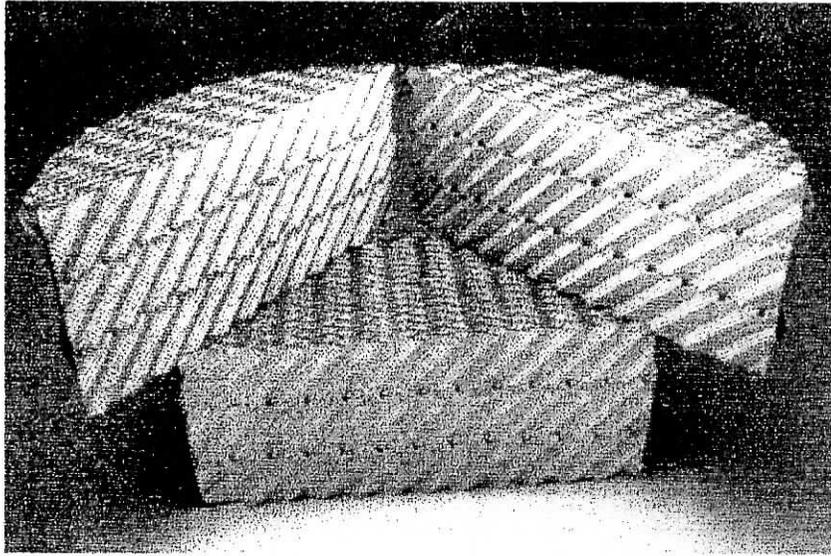


Figure III.3 : Photo d'un garnissage structuré Intalox.

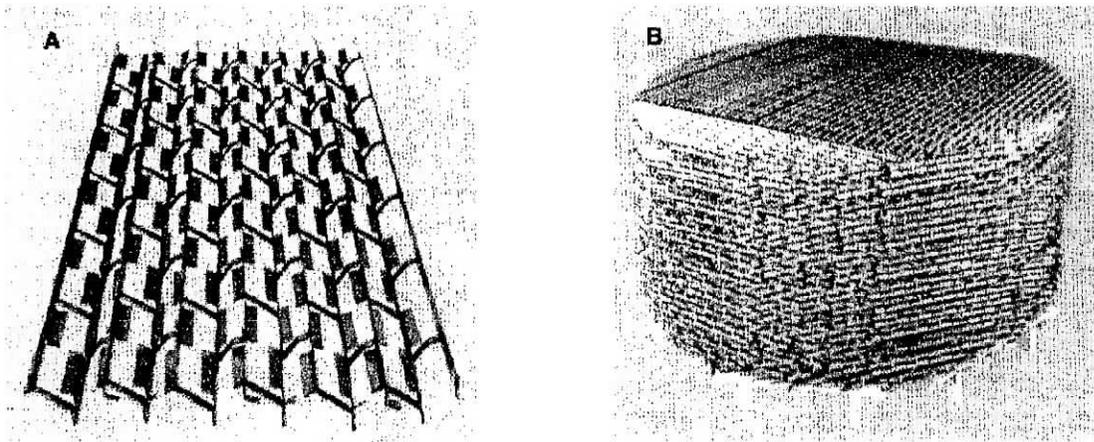


Figure III.4 : Photographie d'une grille GLITSCH EF25A [8].

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 [8] :

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 III.4**).

Tableau 4 : caractéristiques de grilles proposées par Glitsch.

% vide	Epaisseur (mm)	Poids/vol (kg/m ³)	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

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 III.5**).

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.

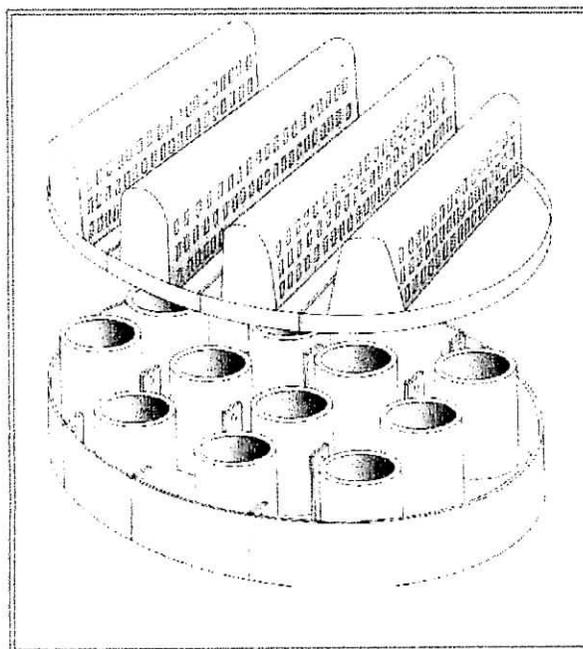


Figure III.5 : Schéma montrant une possibilité de grilles support garnissage permettant une introduction bien répartie de la phase [8]

III.4.2) Distribution de la phase liquide et fixation du garnissage [10] :

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 prise.

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

1. les systèmes à chéneaux parallèles et écoulement à travers des orifices disposés le long des parois verticales. (**Figure III.6.a**).
2. les tubes perforés disposés parallèlement ou de manière concentrique. (**Figure III.6.b**).
3. les systèmes avec buses de pulvérisation. (**Figure III.6.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 III.6.e**).

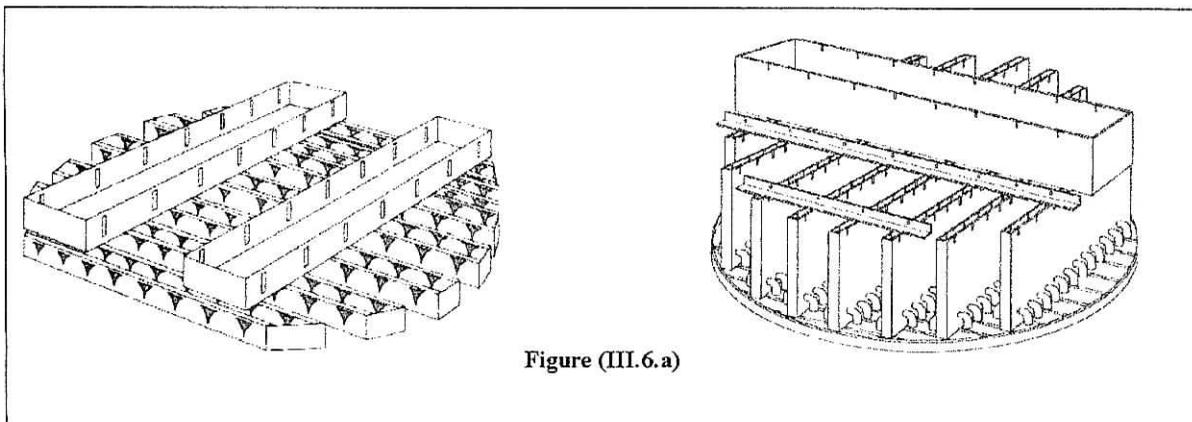


Figure (III.6.a)

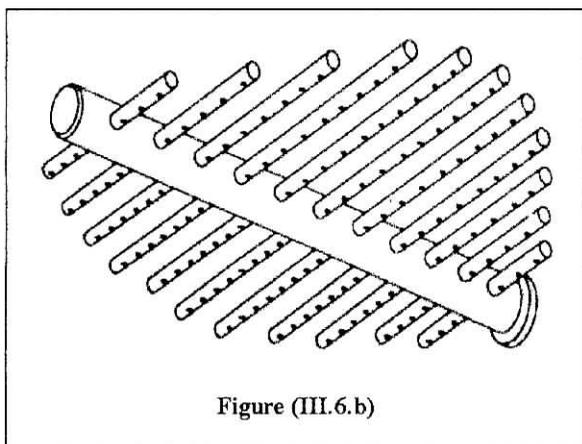


Figure (III.6.b)

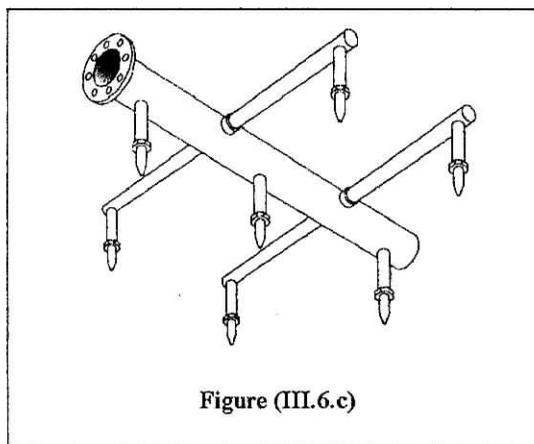


Figure (III.6.c)

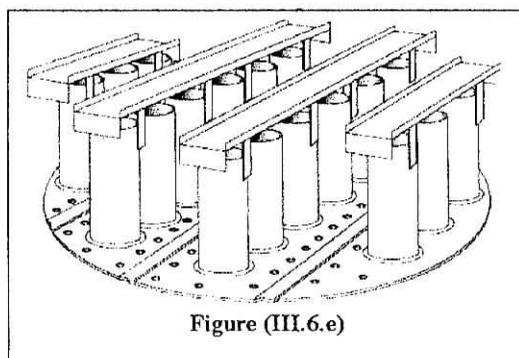


Figure (III.6.e)

Figure III.6: Différentes variétés de distributeurs de liquide[8].

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.

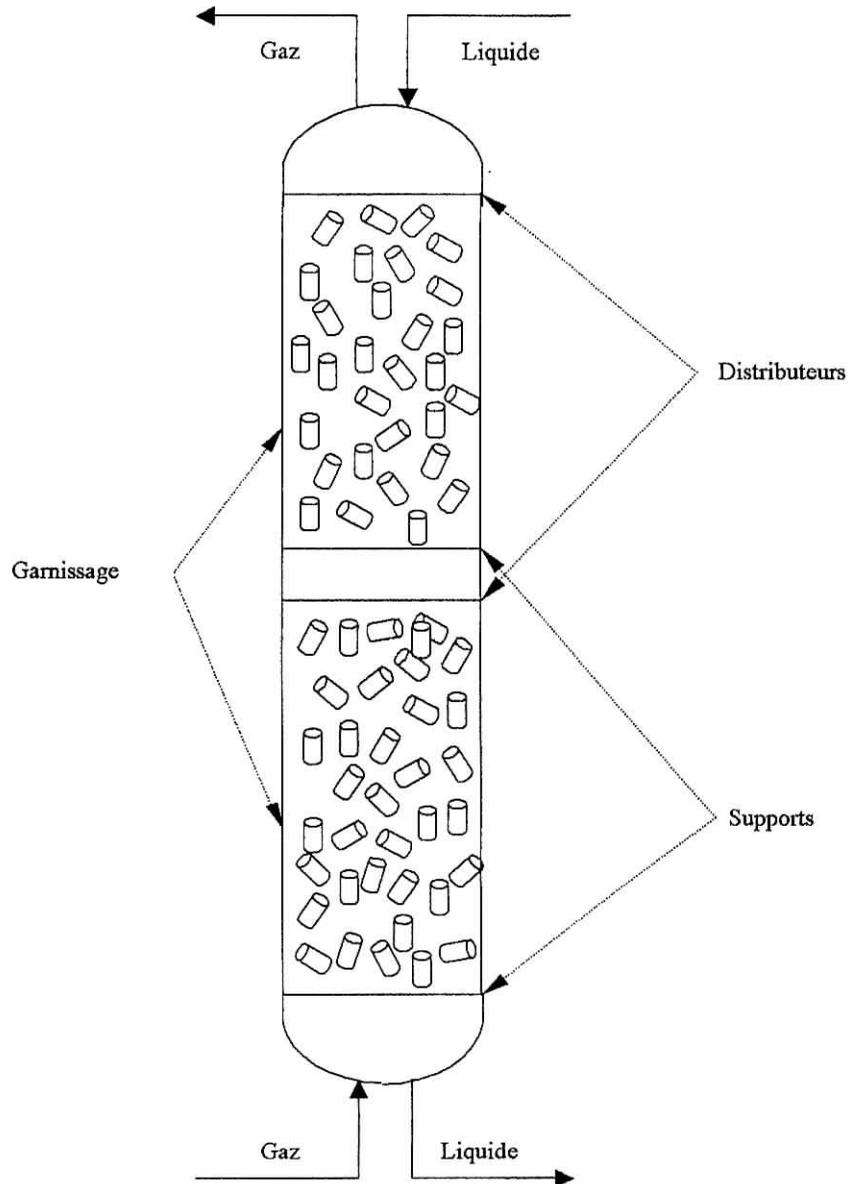


Figure III . 7 : Colonne à garnissage.

III.4.4) Dimensions d'une colonne à garnissage [8]:

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 présenter 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 (**figure III.6.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 [12] repris par WUTHIER [11], tandis que leurs limites de validité sont discutées par ECKERT [13]. Les courbes classiques peuvent être mises sous forme de corrélations (**annexe 2**).

Il existe une bonne corrélation graphique des points d'engorgement [5].

Le diagramme (**Figure 15**) comporte :

En abscisse :

$$X = \frac{L_m}{G_m} \sqrt{\frac{\rho_G}{\rho_L}} \quad (\text{III.2})$$

En ordonnée : Y et Y_F

$$Y = \frac{V_{SG}^2 A_p}{g \varepsilon_g} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right) \left(\frac{\rho_e}{\rho_L} \right) \mu_L^{0,2} \quad (\text{III.3})$$

Avec :

- Y_F : ordonnée dans les conditions d'engorgement ;
- L_m, G_m : débit massique du liquide, du gaz (kg/s) ;
- ρ_L, ρ_G : masse volumique du liquide, du gaz (kg/m³) ;
- ρ_e : masse volumique de l'eau (kg/m³) ;
- V_{SG} : vitesse superficielle du gaz (m/s) ;
- A_p : l'aire géométrique du garnissage (m²/m³) ;
- ε_g : fraction de vide du garnissage ;
- μ_L : viscosité du liquide (cPo) ;
- g : accélération de la pesanteur (m/s²).

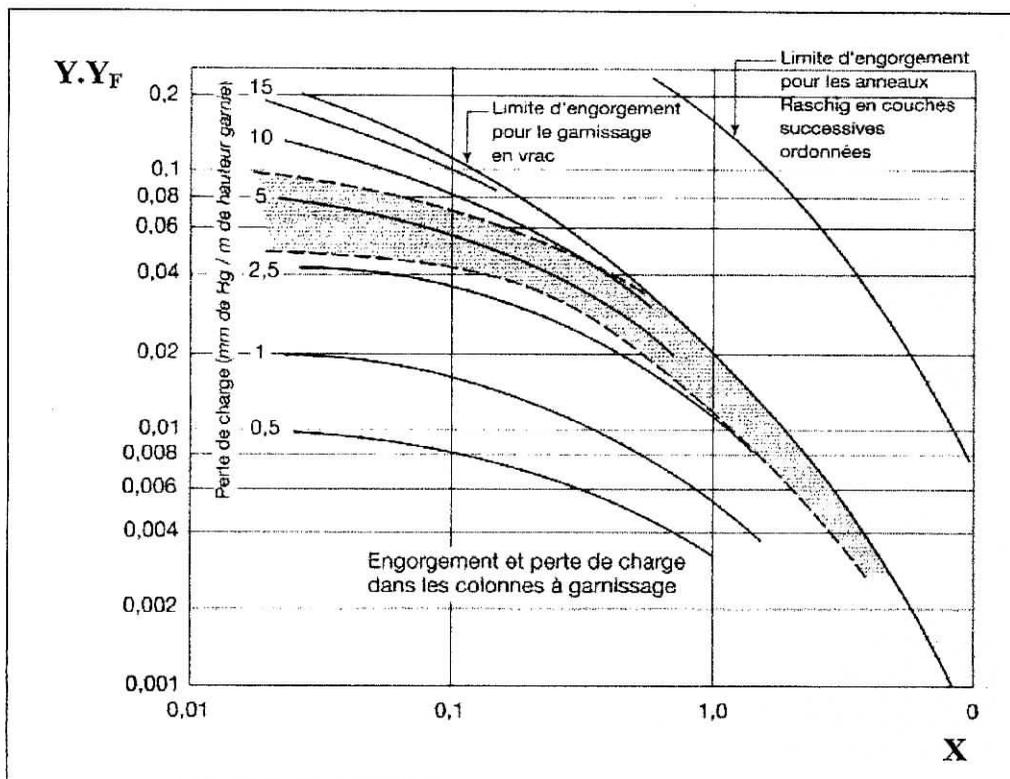


Figure III.8: Courbe donnant des limites d'engorgement en fonction de la perte de charge. [11]

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_{ml} 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.

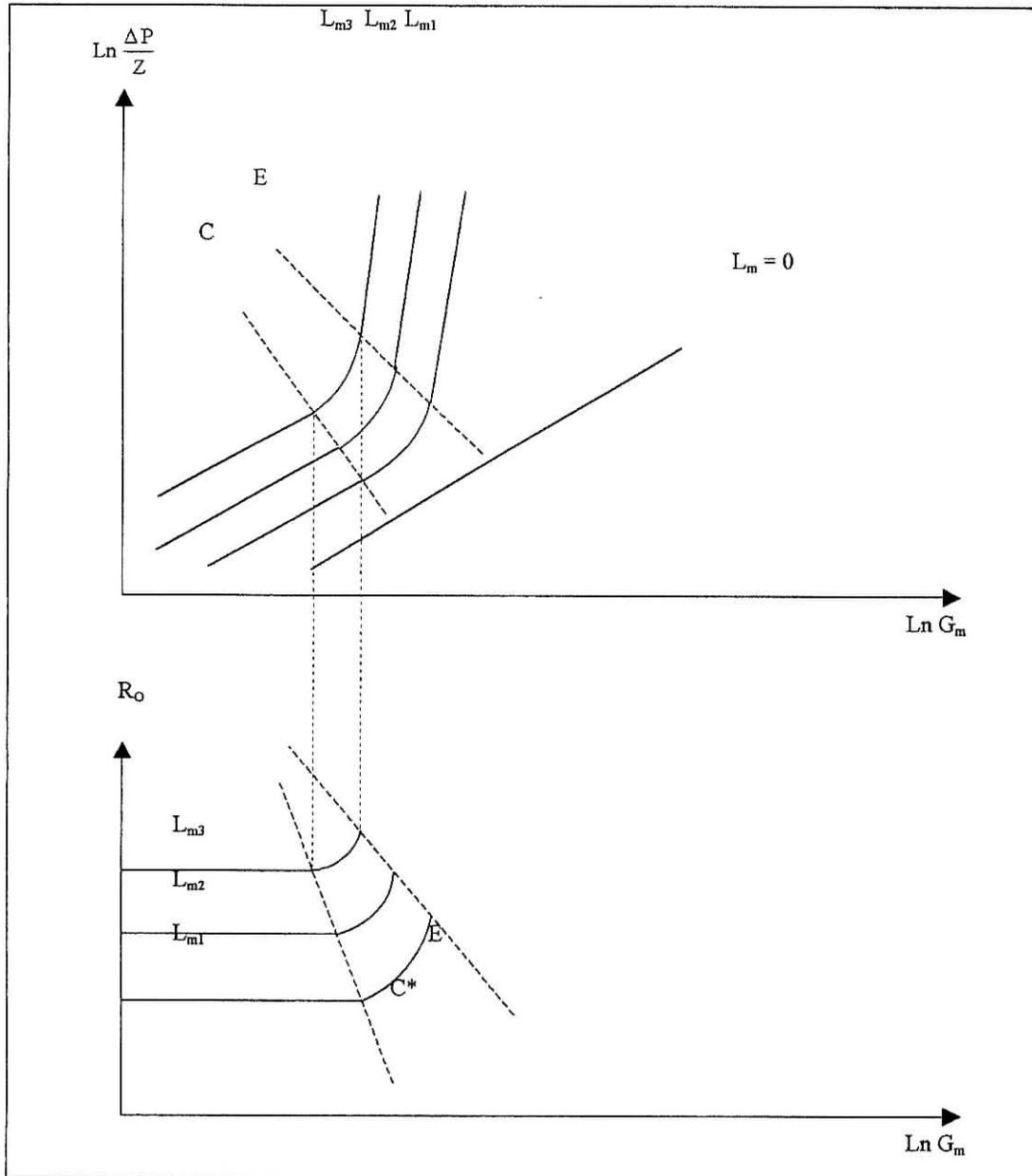


Figure III.9 : Variation de la perte de charge et de la rétention en fonction des débits massiques de gaz et de liquide.

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 :

$$R = \frac{\text{volume du liquide retenu aux points de contact entre éléments de garnissage}}{\text{volume de la colonne}} = \frac{V_L}{V} \quad (\text{III.4})$$

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

$$\varepsilon_{\text{colonne}} = \frac{\text{Volume du vide}}{\text{Volume de la colonne}} = \frac{V_i}{V} \quad (\text{III.5})$$

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)

$$\text{La rétention totale : } R = R_C + R_O. \quad (\text{III.7})$$

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 III.9**).

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 [11, 15] :**

$$R = R_e \mu_L^{0,1} \left(\frac{\rho_e}{\rho_L} \right)^{0,78} \left(\frac{\delta_e}{\delta_L} \right)^n \quad (\text{III.8})$$

Où :

R : rétention totale, en volume de liquide par unité de volume occupé par le garnissage ;

R_e : rétention totale de l'eau ;

μ_L : viscosité du liquide, en centipoises ;

ρ_L, ρ_e : masse volumique du liquide, et d'eau (kg/m^3) ;

δ_L, δ_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 :

L (kg/h.m^2)	25000	50000	75000	100000	125000
n	0,38	0,32	0,23	0,18	0,14

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

$$R_e = 0,0011 \left(\frac{L}{d_v} \right)^{0,6} \quad (\text{III.9})$$

Avec :

L : débit du liquide, par unité de surface de section droite ($\text{kg/m}^2.\text{h}$) ;

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 :

$$d_v = \left[\frac{6(1-\varepsilon_g)}{\pi N} \right]^{1/3} \quad (\text{III.10})$$

Où :

ε_g : fraction de vide du garnissage ;

N : étant nombre d'éléments par m^3 .

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

$$R = 2,57 \left(\frac{D_p V_{SL} \rho_L}{\mu_L} \right)^{0,43} \left(\frac{D_p^3 g \rho_L}{\mu_L^2} \right)^{-0,37} (a D_p)^{0,85} \quad (\text{III.11})$$

Avec :

- R : rétention totale ;
- D_p : dimension caractéristique du garnissage (m) ;
- ρ_L : masse volumique du liquide (kg/m^3) ;
- μ_L : viscosité du liquide (kg/m.s) ;
- g : accélération gravitationnelle (m/s^2) ;
- a : aire interfaciale (m^2/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 [9] :**

Ces deux chercheurs ont fixé la valeur suivante :

$$V_{MA} = \frac{V_{SL}}{A_p} \geq 0,08 \quad (\text{m}^3/\text{m.h}) ; \quad (\text{III.12})$$

Avec :

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

MORRIS et JACKSON [9] ,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 [16] :

$$V_{MA} = \frac{V_{SL}}{A_p} \geq 3,5.10^{-3} \left(\frac{\delta_e}{\delta_c} \right)^2 \text{ (m}^3\text{/m.h);} \quad \text{(III.13)}$$

Où :

δ_c : tension superficielle critique (N/m) ;

δ_e : tension superficielle de l'eau (N/m).

Chapitre IV

Nomenclature du chapitre

A	:CO ₂
B	:MEA
a	:aire interfaciale (m ² théorique/m ³ de lit)
C_A	:concentration du composé A (mol/m ³)
C_{A(e)}	:concentration du composé A à l'entrée de la colonne (mol/m ³)
C_{AG}	:concentration du composé A dans la phase gazeuse (mol/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_{A(S)}	:concentration du composé A à la sortie de la colonne (mol/m ³)
C_B	:concentration du composé B (mol/m ³)
C_{B(e)}	:concentration de B dans la phase liquide à l'entrée de la colonne (mol/m ³)
ζ_L	: rétention liquide
C_{BL}	:concentration du composé B dans la phase liquide (mol/m ³)
C_{B(S)}	:concentration du composé B à la sortie de la colonne (mol/m ³)
D_{AL}	:coefficient de diffusion de A dans la phase liquide (m ² /s)
D_{BL}	:coefficient de diffusion de B dans la phase liquide (m ² /s)
E	:facteur d'accélération
F_A	:le flux spécifique d'absorption du composé A (mol/m ³ .s).
G,L	:Débit volumique de la phase gazeuse et la phase liquide (m ³ /s)
Ha	:nombre adimensionnel appelé nombre de HATTA
dz	: Hauteur d'une tranche de la colonne (pas).
k	:constante de la vitesse de réaction (m ³ /mol. s)
k_{AG}	:coefficient de transfert de matière partiel de A côté gaz (m/s)
k_{AL}	:coefficient de transfert de matière partiel de A côté liquide (m/s)
m	:pente de la droite d'équilibre physique entre phase
N_A	:flux de matière du composé A, pour le cas du transfert avec réaction chimique (mol/m ² .s)
N_A'	:flux de matière du composé A, pour le cas du transfert sans réaction chimique (mol/m ² .s).

IV) MODELISATION ET SIMULATION DE LA COLONNE D'ABSORPTION :

Dans ce chapitre, nous développerons le modèle mathématique utilisés pour décrire le processus d'absorption (absorption du CO_2 d'un mélange air + CO_2 par une solution aqueuse de MEA) dans une colonne à garnissage , opérant à contre courant à une température de ; 40°C et 25°C .

IV.1) MODELISATION DE LA COLONNE D 'ABSORPTION [2],[17]:

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

- 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 et d'équilibre.

Puisque, nous nous intéressons à l'évolution de la concentration du CO_2 et de la MEA le long de la colonne d'absorption, nous avons effectué le bilan de matière le « CO_2 » dans la phase gazeuse et la phase liquide sur un élément dz et le bilan de matière sur la MEA en phase liquide (**figure IV.1**) .

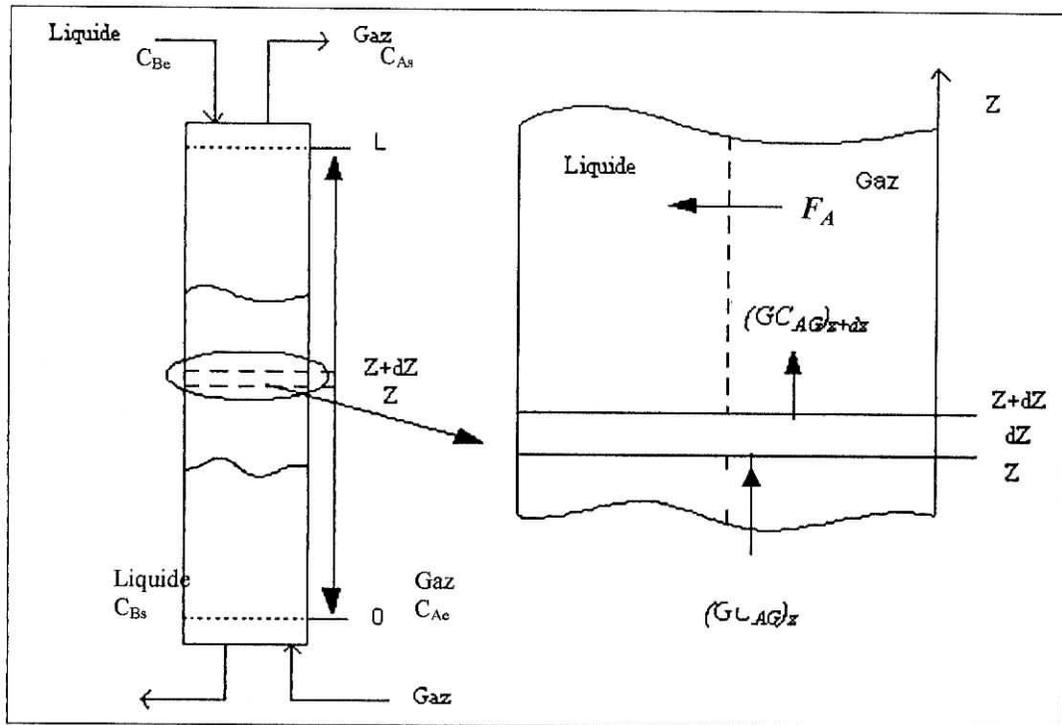


Figure IV.1 : Bilan de matière sur une tranche élémentaire dz [2].

En général, la réaction entre le CO_2 (A) et la MEA (B) est rapide et du second ordre et on peut écrire :



Et la vitesse de réaction s'écrit:

$$r = k \cdot C_{AL}(x) \cdot C_{BL}(x) \quad (\text{IV.1})$$

En régime établi on peut écrire :

- Bilan sur le CO_2 dans la phase gazeuse :

$$(G C_{AG})_z = (G C_{AG})_{z+dz} + F_A \cdot S \cdot dz \quad (\text{IV.2})$$

Or :

$$(G C_{AG})_{z+dz} = (G C_{AG})_z + \frac{d}{dz} (G C_{AG}) dz \quad (\text{IV.3})$$

- *Bilan sur le CO₂ dans la phase liquide :*

$$(L C_{AL})_z = (L C_{AL})_{z+dz} + F_A \cdot S \cdot dz - [k \cdot C_{AL} \cdot C_{BL}] \cdot \zeta_L S dz \quad (IV.4)$$

Or :

$$(L C_{AL})_{z+dz} = (L C_{AL})_z + \frac{d}{dz} (L C_{AL}) dz \quad (IV.5)$$

- *Bilan sur la MEA dans la phase liquide :*

$$(L C_{BL})_z = (L C_{BL})_{z+dz} - 2 \cdot [k \cdot C_{AL} \cdot C_{BL}] \cdot \zeta_L S dz \quad (IV.6)$$

Or :

$$(L C_{BL})_{z+dz} = (L C_{BL})_z + \frac{d}{dz} (L C_{BL}) dz \quad (IV.7)$$

- *Bilan sur le CO₂ dans la phase gazeuse :*

$$\frac{d}{dz} (G C_{AG}) dz + F_A \cdot S \cdot dz = 0 \quad (IV.8)$$

D'où :

$$\frac{G}{S} \cdot \frac{dC_{AG}}{dz} + F_A = 0 \quad (IV.9)$$

Soit $U_g = \frac{G}{S}$ la vitesse moyenne d'écoulement, alors l'équation (IV.9) s'écrit :

$$U_g \cdot \frac{dC_{AG}}{dz} + F_A = 0 \quad (IV.10)$$

- *Bilan sur le CO₂ dans la phase liquide :*

$$\frac{d}{dz} (L C_{AL}) dz + F_A \cdot S \cdot dz - [k \cdot C_{AL} \cdot C_{BL}] \cdot \zeta_L S dz = 0 \quad (IV.11)$$

D'où :

$$\frac{L}{S} \cdot \frac{dC_{AL}}{dz} + F_A - [k \cdot C_{AL} \cdot C_{BL}] \cdot \zeta_L = 0 \quad (IV.12)$$

$$U_L \cdot \frac{dC_{AL}}{dz} + F_A - [k \cdot C_{AL} \cdot C_{BL}] \cdot \zeta_L = 0 \quad (IV.13)$$

- *Bilan sur la MEA dans la phase liquide :*

$$\frac{d}{dz} (L C_{BL}) dz - 2 \cdot [k \cdot C_{AL} \cdot C_{BL}] \cdot \zeta_L S dz = 0 \quad (IV.14)$$

D'où :

$$\frac{L}{S} \cdot \frac{dC_{BL}}{dz} - 2 \cdot [k \cdot C_{AL} \cdot C_{BL}] \cdot \zeta_L = 0 \quad (IV.15)$$

$$U_L \cdot \frac{dC_{BL}}{dz} - 2 \cdot [k \cdot C_{AL} \cdot C_{BL}] \cdot \zeta_L = 0 \quad (IV.16)$$

puisque dans notre étude la réaction entre le CO₂ et la MEA est une réaction instantanée c.a.d que la réaction est complète donc :

$$\frac{dC_{AL}}{dz}=0 \quad (IV.17)$$

d'où d'après (IV.13) on a :

$$F_A = [k \cdot C_{AL} \cdot C_{BL}] \cdot \zeta L \quad (IV.18)$$

en conclusion :

- Bilan sur le CO₂ dans la phase gazeuse :

$$U_g \cdot \frac{dC_{AG}}{dz} + F_A = 0 \quad (IV.19)$$

- Bilan sur la MEA dans la phase liquide :

$$U_L \cdot \frac{dC_{BL}}{dz} - 2F_A = 0 \quad (IV.20)$$

- Expression de F_A :

$$F_A = [N_A]_{x=0} \cdot a \quad (IV.21)$$

$$[N_A]_{x=0} = E \cdot [N'_A]_{x=0} = E \cdot k_{AL} C_{ALi} \quad (IV.22)$$

donc : $F_A = a \cdot E \cdot k_{AL} \cdot C_{ALi} \quad (IV.23)$

En admettant que l'équilibre est établi à l'interface gaz-liquide, et pour des faibles concentrations du CO₂(A), on peut exprimer cet équilibre par la droite de la forme :

$$C_{AGi} = m \cdot C_{ALi} \quad (IV.24)$$

$$[N_1]_{x=0} = k_{AG} \cdot (C_{AG} - m \cdot C_{ALi}) = E \cdot k_{AL} \cdot C_{ALi} \quad (IV.25)$$

D'où : $C_{ALi} = \frac{k_{AG} \cdot C_{AG}}{E \cdot k_{AL} + m \cdot k_{AG}} \quad (IV.26)$

Le système d'équations (IV.19),(IV.20) s'écrit donc :

$$\left\{ \begin{array}{l} U_g \cdot \frac{dC_{AG}}{dz} + F_A = 0 \\ U_L \cdot \frac{dC_{BL}}{dz} - 2 \cdot F_A = 0 \end{array} \right. \quad \begin{array}{l} \text{(IV.27)} \\ \text{(IV.28)} \end{array}$$

Le calcul du flux local de composé transféré de la phase gazeuse vers la phase liquide se fait de la manière suivante:

Nous supposons que les données suivantes ont pu être recueillies a, k_{AG} , k_{AL} , C_{AG} , C_{BL} , D_{AL} , D_{BL} , m ainsi que la relation d'équilibre :

$$C_{AGi} = m \cdot C_{ALi}$$

- On commence par calculer Ha :

$$Ha = \frac{\sqrt{-v_A k_{CBL} D_{AL}}}{k_{AL}}$$

- On estime une valeur de E on faisant par exemple $E_{(1)} = Ha$. Et on calcule C_{ALi} :

$$C_{ALi} = \frac{k_{AG} \cdot C_{AG}}{E_{(i)} \cdot k_{AL} + m \cdot k_{AG}} \quad \text{et} \quad N_2 = \frac{1}{2} \frac{D_{BL} \cdot C_{BL}}{D_{AL} \cdot C_{ALi}}$$

En suit on estime $E_{(i+1)}$ a partir de l'expression de KISHINEVSKII [7]:

$$E_{(i+1)} = 1 + \frac{Ha}{A} \left[1 - \exp(-0.65 Ha \sqrt{A}) \right]$$

avec :

$$A = \frac{Ha}{N_2} + \exp \left[\frac{0.68}{Ha} - \frac{0.45}{N_2} Ha \right]$$

Si la valeur de $E_{(i+1)}$ différente de $E_{(i)}$. On poursuit le calcul de manière itérative jusqu'à ce que $E_{(n+1)} \approx E_{(n)}$.

$E_{(n)}$ est alors prise comme valeur de E et on écrit :

$$[N_A]_{x=0} = E_{(final)} \cdot k_{AL} \cdot C_{ALi (final)}$$

Les paramètres utilisés dans la modélisation de la colonne d'absorption sont donnés dans le tableau [IV.2] et [IV.3].

Tableau IV.2 : Paramètres utilisés dans la modélisation. à 40°C

$S = 0,0044 \text{ m}^2;$	
$m = 1,2$	[16]
$\log_{10}(k)=10,99 - 2152 / T$	[18]
$k = 13 \text{ m}^3.\text{mol}^{-1}.\text{s}^{-1}$	[18]
$D_{AL} = 1,462.10^{-9} \text{ m}^2.\text{s}^{-1} (0.5\text{mol/l})$	[19]
$D_{AL} = 1,521.10^{-9} \text{ m}^2.\text{s}^{-1} (1\text{mol/l})$	[19]
$D_{BL} = 2,715.10^{-9} \mu^{-0.5549442} . T$	[19]
$D_{BL} = 1,1173.10^{-9} \text{ m}^2.\text{s}^{-1}$	[19]
$k_{AL} = 2.10^{-3} .(L / S)^{0.67}$	[2]
$k_{AG} = 5,81.10^{-2} .(G / S)^{0.7}$	[2]
$a = 469,11(1 - \exp(-3,3. U_L^{0.4}))$	[3]

Tableau IV.3 : Paramètres utilisés dans la modélisation à 25°C

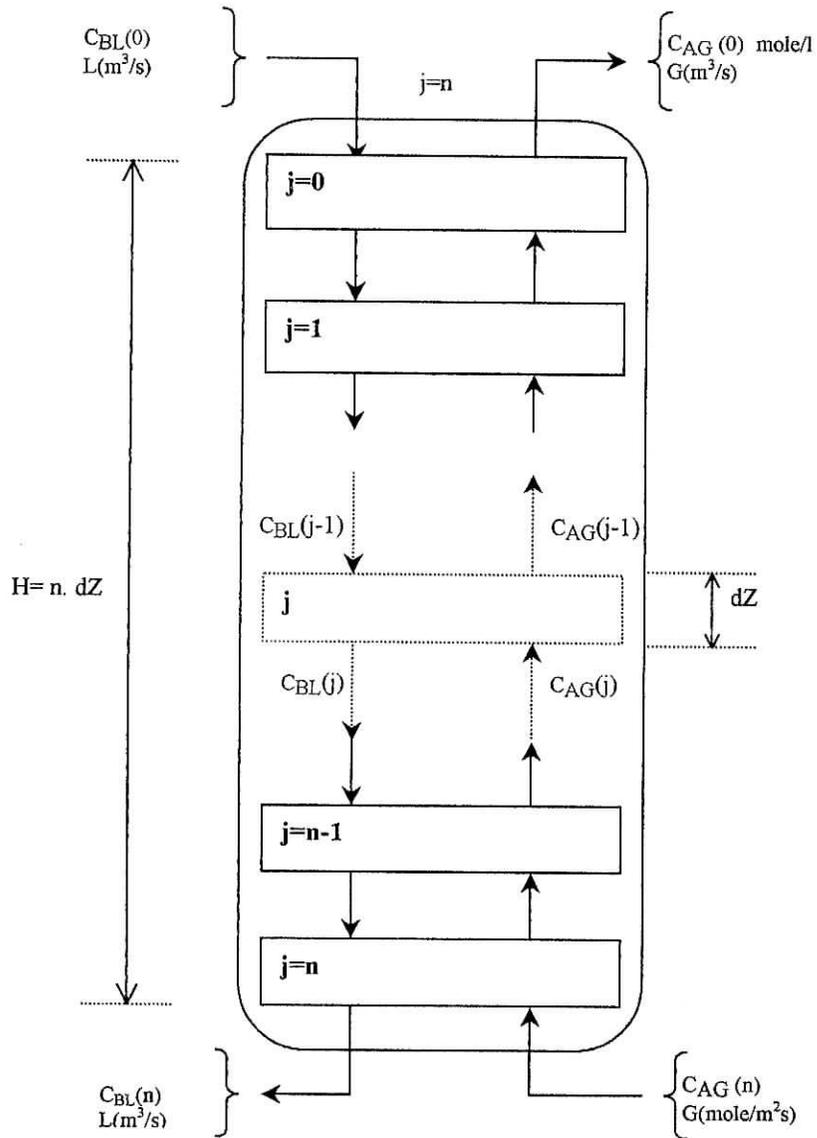
$S = 0,0044 \text{ m}^2;$	
$m = 1,2$	[16]
$\log_{10}(k)=10,99 - 2152 / T$	[18]
$k = 5,998 \text{ m}^3.\text{mol}^{-1}.\text{s}^{-1}$	[18]
$D_{AL} = 1,51.10^{-9} \text{ m}^2.\text{s}^{-1}$	[19]
$D_{BL} = 2,715.10^{-9} \mu^{-0.5549442} . T$	[19]
$D_{BL} = 1,1122.10^{-9} \text{ m}^2.\text{s}^{-1}$	[19]
$k_{AL} = 2.10^{-3} .(L / S)^{0.67}$	[2]
$k_{AG} = 5,81.10^{-2} .(G / S)^{0.7}$	[2]
$a = 469,11(1 - \exp(-3,3. U_L^{0.4}))$	[3]

IV.2) SIMULATION DE LA COLONNE D'ABSORPTION [17]:

Pour pouvoir déterminer les concentration du CO₂ et de la MEA le long de la colonne , nous avons conçu un programme qui permet la résolution numérique du système d'équations (IV.27), (IV.28).

Pour cela nous avons discrétiser notre système d'équation ,et nous avons deviser la colonne en n tranches de hauteur ΔZ (fig (IV.2)) ,et pour chaque tranche nous avons calculer le facteur d'accélération E ,ainsi que le flux de transfert du CO₂ (F_A).

En utilisant la méthode de range -kutta pour la résolution des équations différentielles on déduit les concentration de la MEA et du CO₂ dans différentes tranches dz et ainsi de suite jusqu'a atteindre la n^{ème} tranche.



Figure(V.2) :discrétisation de la colonne d'absorption [17].

IV.2.1) Principe de la méthode de RANGE –KUTTA [20] :

Pour une équation différentielle de type $\frac{dC_{AG}}{dZ} = f(Z, C_{BL}, C_{AG})$, et pour des conditions initiales $C_{AG}(0)$, $C_{BL}(0)$ et un pas ΔZ , on trouve $C_{AG}(n), C_{AL}(n)$; on suivant le raisonnement suivant :

$$C_{AG}(i+1) = C_{AG}(i) + \frac{\Delta Z}{6} [A + 2B + 2C + D]$$

avec A,B,C,D des nombres construits comme suit :

$$A = f(Z_i, C_{BL}(i), C_{AG}(i)).$$

$$B = f\left(Z_i + \frac{\Delta Z}{2}, C_{BL}(i) + \frac{\Delta Z A}{2}, C_{AG}(i) + \frac{\Delta Z A}{2}\right)$$

$$C = f\left(Z_i + \frac{\Delta Z}{2}, C_{BL}(i) + \frac{\Delta Z B}{2}, C_{AG}(i) + \frac{\Delta Z B}{2}\right)$$

$$D = f(Z_i + \Delta Z, C_{BL}(i) + \Delta Z C, C_{AG}(i) + \Delta Z C)$$

Et on a fait la même chose pour suivre l'évolution de la concentration de la MEA.

$$C_{BL}(i+1) = C_{BL}(i) + \frac{\Delta Z}{6} [A + 2B + 2C + D]$$

avec A,B,C,D des nombres construits comme suit :

$$A = f(Z_i, C_{BL}(i), C_{AG}(i))$$

$$B = f\left(Z_i + \frac{\Delta Z}{2}, C_{BL}(i) + \frac{\Delta Z A}{2}, C_{AG}(i) + \frac{\Delta Z A}{2}\right)$$

$$C = f\left(Z_i + \frac{\Delta Z}{2}, C_{BL}(i) + \frac{\Delta Z B}{2}, C_{AG}(i) + \frac{\Delta Z B}{2}\right)$$

$$D = f(Z_i + \Delta Z, C_{BL}(i) + \Delta Z C, C_{AG}(i) + \Delta Z C)$$

IV.2.2) Différente étapes de l'élaboration du programme :

IV.2.2.1) Calcul du coefficient d'accélération E :

Pour le calcul du facteur d'accélération E nous avons conçu une procédure qui est appelée par le programme principale pour chaque tranche (i).

La démarche suivie pour calculer E(i) au point Z(i) est la suivante :

- 1) Entrer les différentes concentrations de sortie de la tranche (i-1) ; et les différents paramètres tel que les coefficient de transfert et constante de vitesse, aire interfaciale...
- 2) Calculer le nombre de Hatta [équation (II.13)]
- 3) Initialiser E en lui affectant la valeur calculée du nombre de HATTA
- 4) Calcul de C_{ALi} [équation (IV.31)] et de N_2 [équation (II.29)]
- 5) Utiliser la corrélation de KISHINEVSKII pour avoir une nouvelle valeur de E
- 6) Comparer l'ancienne valeur de E avec la nouvelle calculée par la corrélation ,
- 7) Si elle est supérieur a 1% on refait le calcul tout en affectant à E celle calculer par la corrélation
- 8) Si elle est inférieur 1% on prend cette valeur

IV.2.2.2) Algorithme du programme principal :

- On lui introduit les différents valeurs des paramètres a , k_{AG} , k_{AL} , hauteur de la colonne, section de la colonne, D_{AL} , D_{BL} , m, Température, L, débit d'air, débit de CO_2 .
- On lui introduit les concentrations du CO_2 et du MEA initiales .

Pour chaque Z(i) :

- Le programme appelle la procédure qui nous permet de calculer le coefficient d'accélération E .
- Nous utilisons la méthode de RANGE-KUTTA qui permet de calculer la concentration du CO_2 et de la MEA à la sortie de tranche d'indice (i).
- Le calcul se poursuit jusqu a atteindre la tranche d'indice n
- Nous vérifie que la différence entre la concentration du CO_2 a la sortie de la tranche (n) avec $C_{A(e)}$ ordre soit inférieur a 0.01.

IV.3) Organigrammes :

L'organigramme du programme élaboré est schématisés comme suit :
 Nous avons commencé par l'organigramme de la procédure qui nous permet de calculer E.
 en suit celui du programme principale.

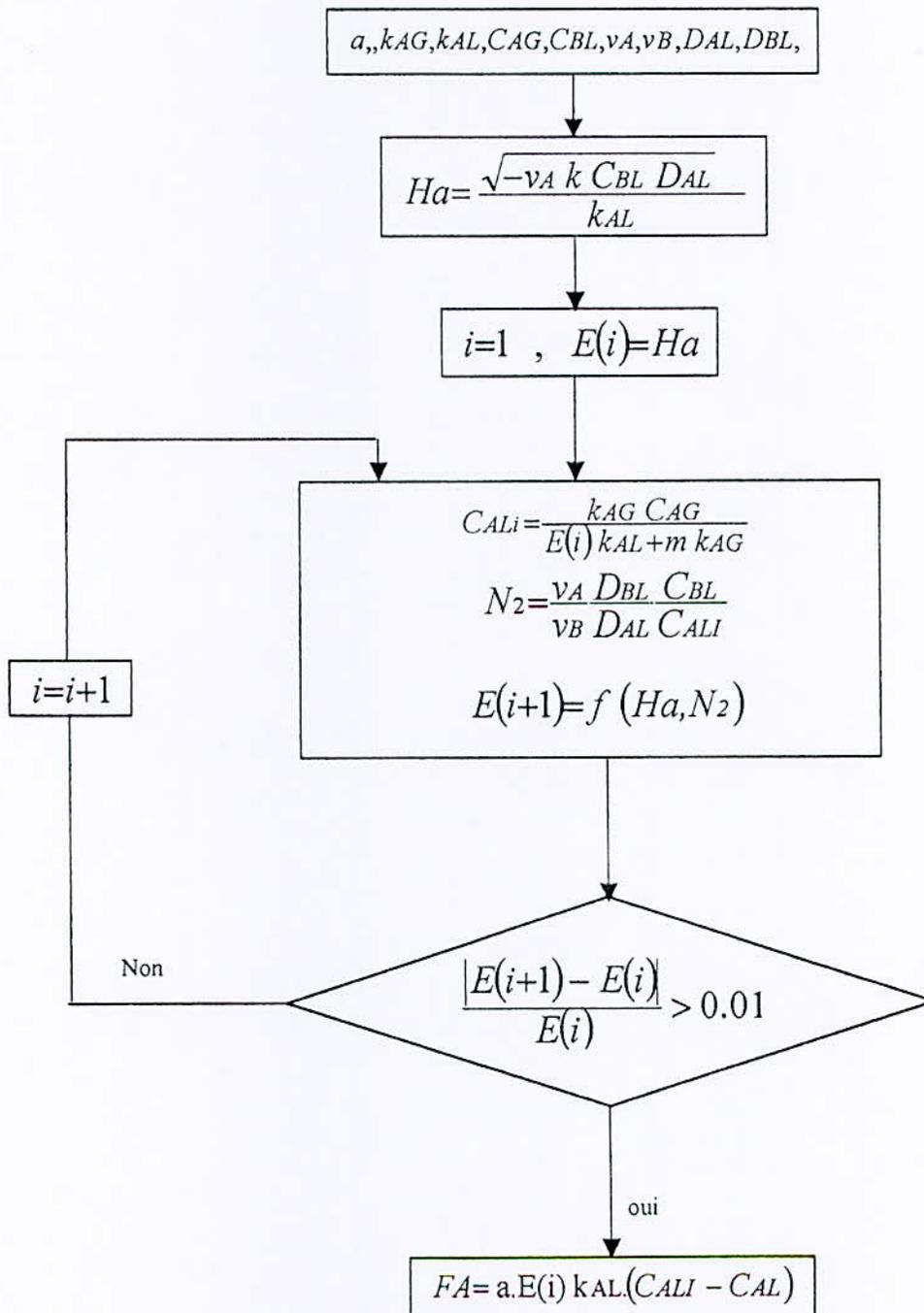


Figure IV.3 : Procédure permettant le calcul du coefficient d'accélération et le flux de transfert

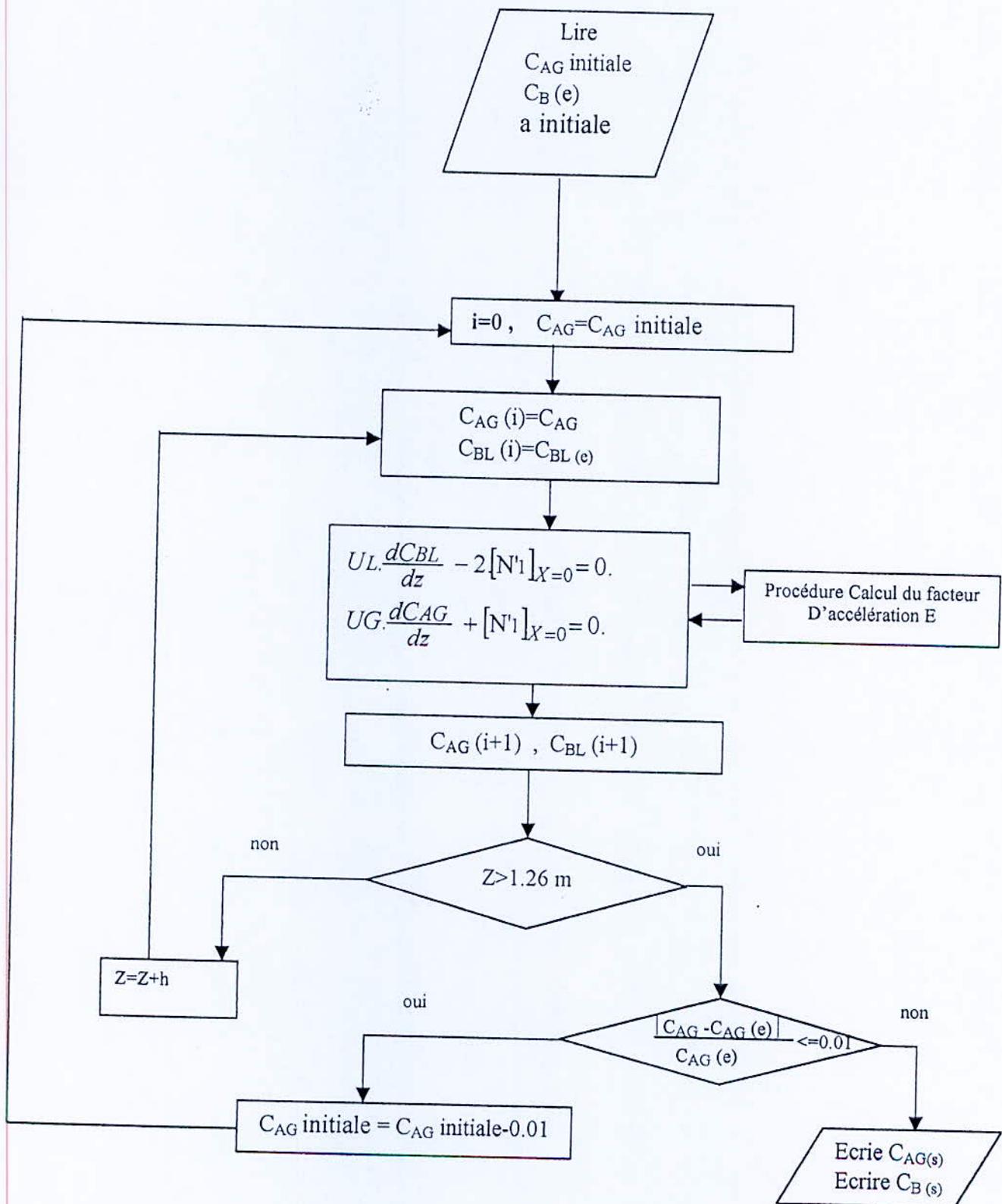


Fig (IV.4) : organigramme du programme de calcul des concentration du CO₂ et de la MEA à la sorite

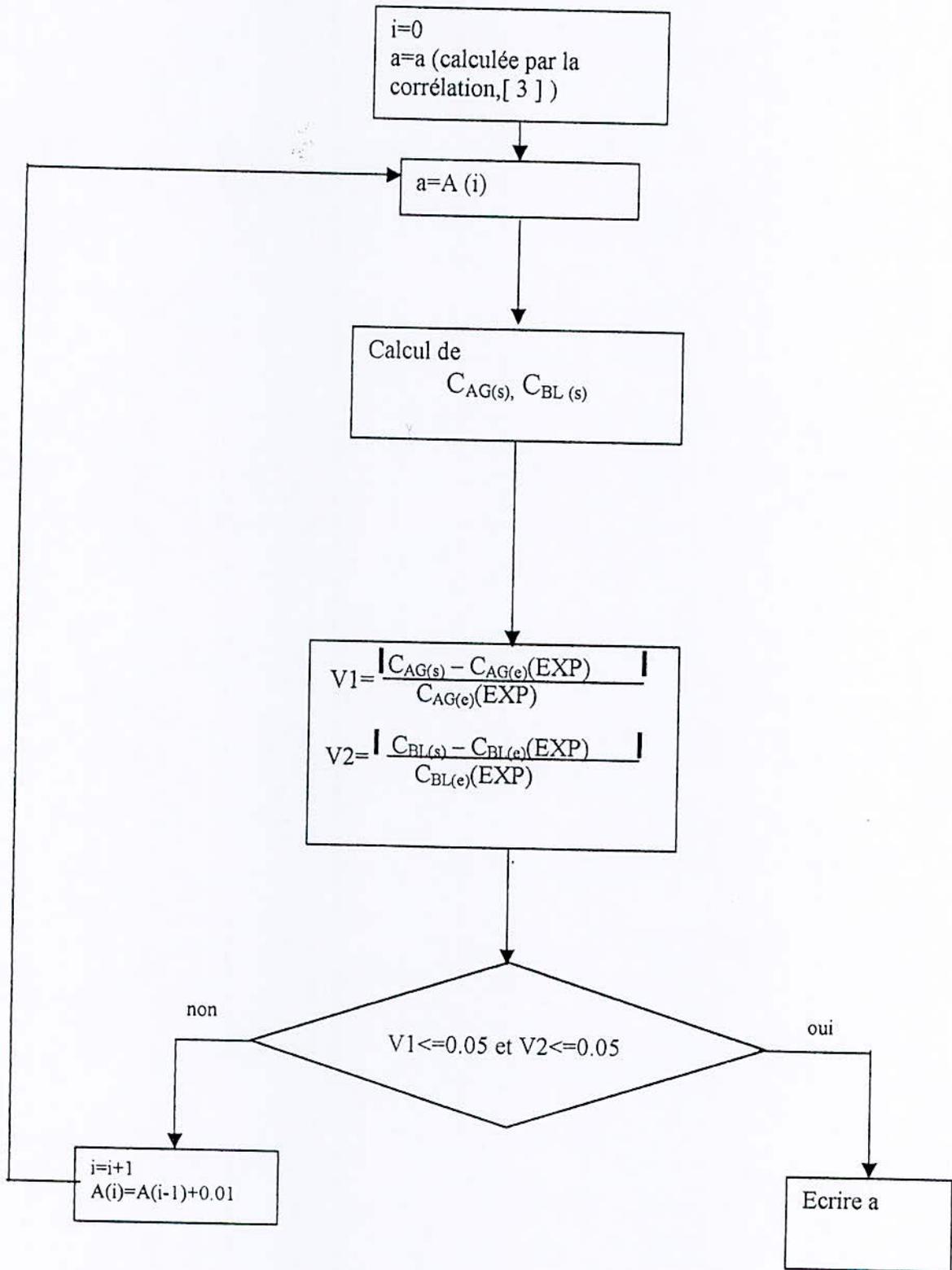


Fig (IV.5) : organigramme du programme de calcul de l'aire interfaciale

co2 absorb pfe2003

Donnees de calcul

Coefficient de transfert de co2 dans le gaz: <input type="text" value="0.0135"/>	Débit de CO2 <input type="text" value="0.00014207"/>
Coeff de transfert de CO2 dans liquide: <input type="text" value="0.0000445"/>	Débit de liquide <input type="text" value="0.0000151"/>
coefficient de diffusion de co2 <input type="text" value="0.00000000151"/>	concentrat d'entree de co2 <input type="text" value="3.351"/>
coefficient de diffusion de MEA <input type="text" value="0.000000001122"/>	
constante d'Henry: <input type="text" value="1.2"/>	
Aire interfaciale: <input type="text" value="155"/>	

Débit de l'air: <input type="text" value="0.00165"/>	
Temperature: <input type="text" value="40"/>	
concentration de MEA entree: <input type="text" value="500"/>	
section de la colonne: <input type="text" value="0.0044"/>	
hauteur de la colonne: <input type="text" value="1.26"/>	

resultats concentration du co2: <input type="text" value="1.750988841056"/> concentration du MEA: <input type="text" value="159.2309722900"/>	<input type="button" value="calcul"/>	<input type="button" value="Graph"/>	pas de control <input type="radio"/> sur E <input type="radio"/> sur z <input type="radio"/> sur Co2
	<input type="button" value="options"/>	<input type="button" value="Quiter"/>	
<input checked="" type="radio"/> valeurs			

Fig (IV.5) : interface graphique du programme de calcul de l'aire interfaciale Et des concentration de la MEA et du CO2 à la sortie de la colonne

Chapitre V

Nomenclature du chapitre

a	: aire interfaciale (m^2 théorique/ m^3 de lit)
a_p	: surface du grain (m^2)
A_p	: aire géométrique du garnissage (m^2/m^3)
C_{Be}	: concentration de la MEA à l'entrée de la colonne (mol/m^3)
C_{Bs}	: concentration de la MEA à la sortie de la colonne (mol/m^3)
C_{Ae}	: concentration du CO_2 à l'entrée de la colonne (mol/m^3)
C_{As}	: concentration du CO_2 à la sortie de la colonne (mol/m^3)
D	: diamètre extérieur du grain (m)
d	: diamètre intérieur du grain (m)
D_{AL}	: coefficient de diffusion du CO_2 dans la phase liquide (m^2/s)
$D_{colonne}$: diamètre de la colonne (m)
D_p	: dimension équivalent du grain (m)
e	: l'épaisseur du grain (m)
F_{CO_2}	: débit molaire du CO_2 (mol/s)
K	: constante de vitesse de la réaction ($m^3/mol \cdot s$)
$L=Q_{MEA}$: débit volumique de la solution (m^3/s)
m	: pente de la droite d'équilibre physique entre phase
n	: nombre de grain (anneaux de Raschig)
Q_{AIR}	: débit volumique de l'air (m^3/s)
Q_{CO_2}	: débit volumique du CO_2 (m^3/s)
r	: vitesse de la réaction ($mol/m^3 \cdot s$)
S_p	: surface spécifique du grain (m^2/m^3)
U_g	: vitesse superficielle du gaz (m/s)
V_0	: volume occupé par le garnissage au sein de la colonne (m^3)
V_1	: volume de la colonne à garnissage (m^3)
V_2	: 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)
 ρ_L : masse volumique du liquide (kg / m^3).
 σ : tension superficielle relative à la phase liquide (N / m).
 σ_C : tension superficielle critique relative au matériau du garnissage (N / m)
 μ_L : viscosité dynamique du liquide ($\text{kg} / \text{m.s}$).
 ε_g : fraction de vide du grain
 $\varepsilon_{\text{colonne}}$: porosité de la colonne
 $\Delta P/Z$: perte de charge du gaz (Pa/m)

IV.1) CHOIX DE L'INSTALLATION PILOTE [2], [21],[17]:

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 et nous travaillons sous faible pression. 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 permet 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 du type anneaux Raschig en PVC dont le diamètre est de 10 mm.

La colonne fonctionne en continu ou 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.

L'échantillonnage est assuré grâce au robinet de prélèvement placé en aval de la colonne d'absorption.

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_2 , il provient d'une bouteille conçue spécialement pour les usages industriels. Cette dernière est munie d'un manodétenteur qui sert à contrôler le débit et la pression de sortie du CO_2 .

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 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.

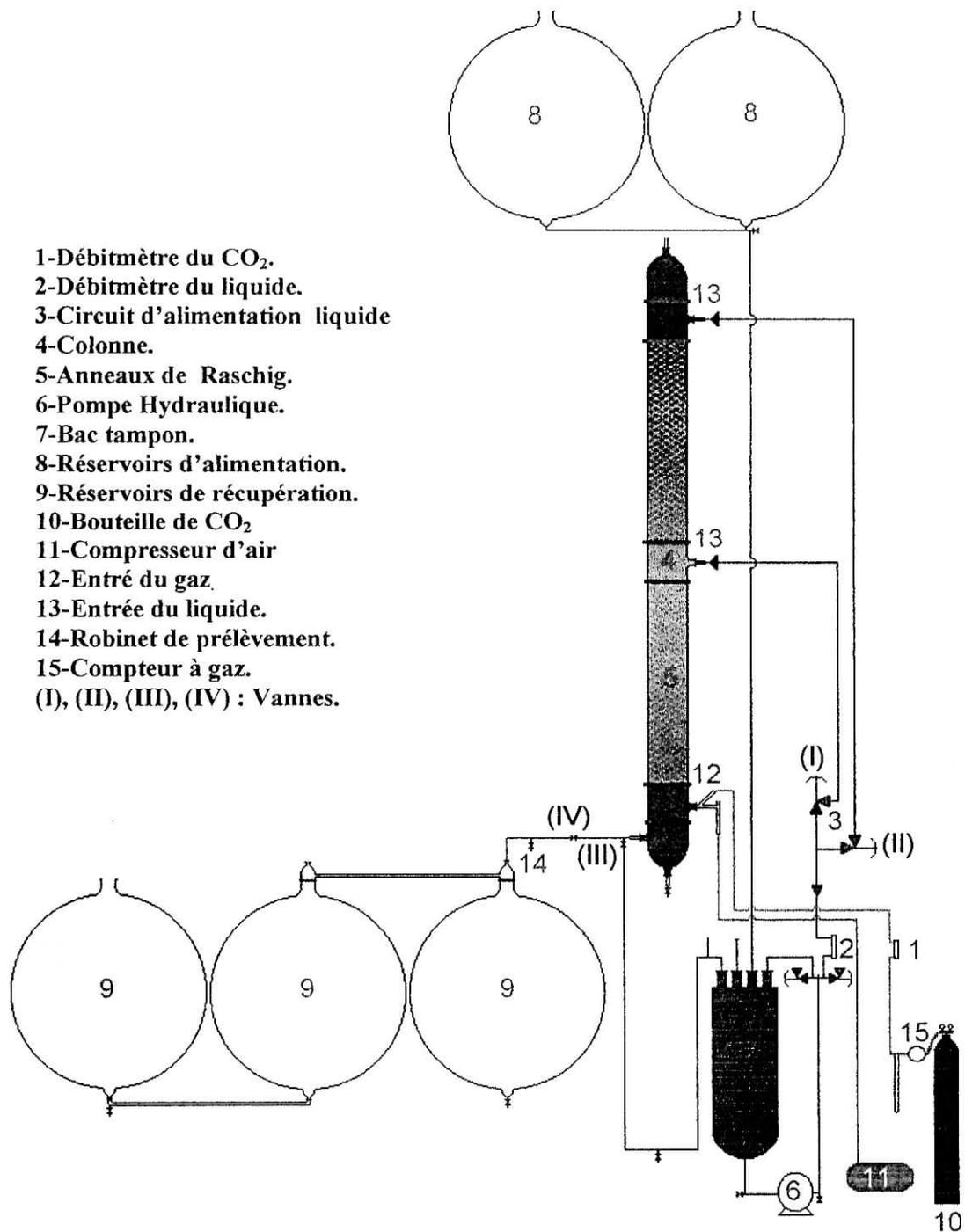
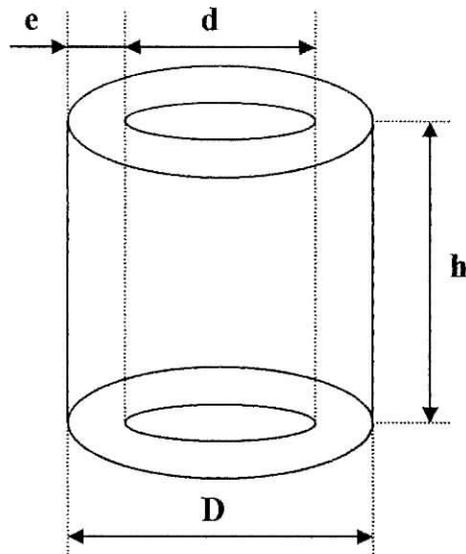


Figure IV-1 : Schéma de la colonne à garnissage [17].

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 :

$$S_p = \frac{\text{surface du grain}}{\text{volume du grain}} = \frac{a_p}{V_p} \quad (\text{V.1})$$

Avec :

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

$$V_p = h \left(\frac{\pi D^2}{4} - \frac{\pi d^2}{4} \right) \quad (\text{V.3})$$

A.N :

$$a_p = 676,63 \text{ mm}^2 \quad \Rightarrow \quad S_p = 1,44 \text{ (mm}^2/\text{mm}^3) = 1,44 \cdot 10^3 \text{ (m}^2/\text{m}^3)$$

$$V_p = 469,49 \text{ mm}^3$$

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

$$\varepsilon_g = \frac{\text{Volume du vide au sein du grain}}{\text{Volume total}} = \frac{\text{Volume total} - \text{Volume de la phase dispersée}}{\text{Volume total}} \quad (\text{V.4})$$

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 :

$$V_p = \frac{\pi D_p^3}{6} \Rightarrow D_p = \left(\frac{6V_p}{\pi} \right)^{1/3} \quad (\text{V.5})$$

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

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_{colonne} = 0,075m.

- 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'écrit 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 :

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

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

V.4) ETUDE HYDRODYNAMIQUE [21]:

V.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 choisi un débit de liquide nul, puis on essaye d'autres débit 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 $[\ln G_{\text{air}}]$.

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

Les résultats expérimentaux sont illustrés dans les tableaux suivants :

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

$\Delta h(\text{mm})$	$\Delta P = \rho_{\text{eau}} g \cdot \Delta h (\text{Pas})$	$\Delta P/Z (\text{Pas/m})$	$\text{Ln}(\Delta P/Z)$	$Q_{\text{air}} (\text{kg/h})$	$\text{Ln } Q_{\text{air}} (\text{kg/h})$
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

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

V.4.2) Résultats et commentaires :

Pour un débit de liquide nul, la variation de la perte de charge ΔP en fonction du débit gazeux G_{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 ΔP , 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_{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_{air} correspondant à l'engorgement est donc le débit maximal compatible avec un fonctionnement normal de l'installation.

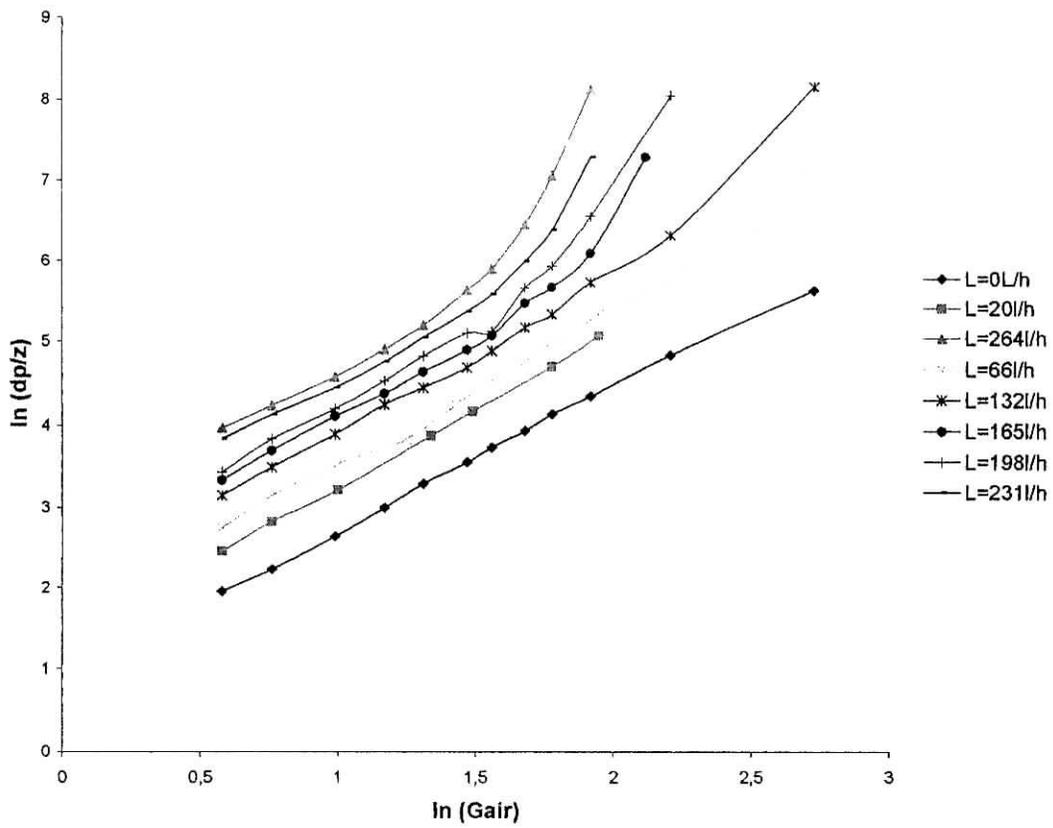


Figure V-2: Evolution de la perte de charge en fonction des débits gazeux dans la colonne à garnissage [21].

V.5) PARTIE EXPERIMENTALE :

Le procédé d'absorption met en jeu plusieurs paramètres. Pour pouvoir étudier l'influence de tous ces paramètres, en particulier celui de la température, il faut effectuer un grand nombre d'expériences dont la réalisation exige des grandes quantités de MEA . De ce fait, la partie expérimentale a été consacré à l'étude de l'influence des concentrations du CO₂ ,de la MEA ainsi que l'effet de la température .

L'étude consiste à faire varier la concentration du CO₂, toute en fixant celle de la MEA, et vis vers ça (**voir annexe 6**).

Nous mettons la colonne en marche, et après avoir chauffer la MEA dans le chauffe ballon à une température de 40°C et nous effectuons des prélèvements 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 en utilisant l'expression suivante :

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

V.5.1) Expression de calcul de la concentration expérimentale du CO₂ en sortie de la colonne d'absorption:

La concentration expérimentale du CO₂ en sortie de colonne est déterminée à partir du bilan suivant :

D'après la stœchiométrie de la réaction, une mole de CO₂ 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 :

$$2G \cdot C_{A(\text{consommé})} = L \cdot C_{B(\text{consommé})} ;$$

$$2G \cdot (C_{A(e)} - C_{A(s)}) = L \cdot (C_{B(e)} - C_{B(s)}) ;$$

connaissant les débits liquide et gazeux , ainsi que les concentrations du CO₂ et de la MEA, nous pouvons estimer la concentration du CO₂ en sortie de la colonne, à partir de l'expression suivante :

$$C_{A(s)} = C_{A(e)} - \frac{L}{2G} * (C_{B(e)} - C_{B(s)}) \quad (\text{V.6})$$

V.5.2) Les résultats expérimentaux :

Soit :

- L** : Débit volumique de la solution aqueuse de MEA ;
- Q_{CO2}** : Débit volumique de CO₂ ;
- Q_{air}** : Débit volumique de l'air;
- C_{B(e)}** : Concentration de la MEA à l'entrée de la colonne;
- C_{B(s)}** : Concentration de la MEA à la sortie de la colonne;
- ΔP_{colonne}** : Perte de charge dans la colonne.

Les résultats des 20 essais sont résumés dans les tableaux suivants :

V.5.2.1) Evolution de la concentration de la MEA et du CO₂ en fonction du temps réalisés à une température de 40°C :

a) Essai N°1 :

$$C_{B(e)} = 0,501 \text{ mole/l.}$$

$$Q_{CO_2} = 1,4287 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s. (position 2).}$$

$$Q_{\text{air}} = 1,6528 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s (position 57).}$$

$$L = 0,0151 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s (position 20).}$$

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

Temps (mn)	0.45	1	2	3	5	7	9	11	13	14	15
V_{HCl} (ml)	2,1	2,5	2,7	2,9	3	2,7	3,3	3,4	3,5	3,5	3,5
C_{MEA} (mol/l)	0,105	0,125	0,135	0,145	0,15	0,135	0,165	0,17	0,175	0,175	0,175
C_{CO2} (mol/l)	1,69	1,77	1,81	1,85	1,88	1,813	1,94	1,96	1,98	1,98	1,98

b) Essai N°2 :

$$C_{B(e)} = 0,5 \text{ mole/l.}$$

$$Q_{CO_2} = 2,7273 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s. (position 4).}$$

$$Q_{\text{air}} = 1,6528 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s (position 57).}$$

$$L = 0,0151 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s (position 20).}$$

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

Temps (mn)	0.5	1	2	4	6	8	10	12	15	16	17
V_{HCl} (ml)	1,25	2,2	1,95	2,2	2,4	2,4	2,2	2,3	2,2	2,2	2,2
C_{MEA} (mol/l)	0,062	0,11	0,0975	0,11	0,12	0,12	0,11	0,115	0,11	0,11	0,11
C_{CO2} (mol/l)	4,28	4,47	4,20	4,47	4,51	4,51	4,47	4,48	4,47	4,47	4,47

c) Essai N° 3:

$$C_{B(e)} = 0,5 \text{ mole /l.}$$

$$Q_{CO_2} = 4 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s. (position 6).}$$

$$Q_{\text{air}} = 1,6528 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s (position 57).}$$

$$L = 0,0151 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s (position 20).}$$

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

Temps (mn)	0,5	1	1,5	2	4	6	8	9	12	15	17
V_{HCl} (ml)	0,6	1	1,7	1,9	2,2	1,9	1,9	1,95	2,05	1,9	1,9
C_{MEA} (mol/l)	0,03	0,05	0,085	0,095	0,11	0,095	0,095	0,0975	0,1025	0,095	0,095
C_{CO2}	6,58	6,65	6,78	6,82	6,88	6,82	6,82	6,83	6,85	6,82	6,82

d) Essai N°4 :

$$C_{B(e)} = 0,501 \text{ mole /l.}$$

$$Q_{CO_2} = 5 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s. (position 8).}$$

$$Q_{\text{air}} = 1,6528 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s (position 57).}$$

$$L = 0,0151 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s (position 20).}$$

$$\Delta P_{\text{colonne}} = 4.5 \text{ cm d'eau.}$$

Temps (mn)	0.5	1	2	4	8	12	15
V_{HCl} (ml)	1	1,6	1,5	1,6	1,7	1,7	1,8
C_{MEA} (mol/l)	0,05	0,08	0,075	0,08	0,085	0,085	0,09
C_{CO2} (mol/l)	8,47	8,58	8,56	8,58	8,60	8,60	8,62

e) Essai N°5:

$$C_{B(e)} = 1 \text{ mole / l.}$$

$$Q_{CO_2} = 1,4287 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s.} \quad (\text{position 2}).$$

$$Q_{\text{air}} = 1,6528 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s} \quad (\text{position 57}).$$

$$L = 0,0151 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s} \quad (\text{position 20}).$$

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

Temps (mn)	0,5	1,16	2	4	10	12	16
V_{HCl} (ml)	3,6	8,65	9,75	9,85	9,8	9,8	9,8
C_{MEA} (mol/l)	0,18	0,4325	0,4875	0,4925	0,49	0,49	0,49
C_{CO2} (mol/l)	0	0,965	1,196	1,217	1,2	1,2	1,2

f) Essai N°6:

$$C_{B(e)} = 1 \text{ mole / l.}$$

$$Q_{CO_2} = 2,7273 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s.} \quad (\text{position 4}).$$

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

$$L = 0,0151 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s} \quad (\text{position 20}).$$

$$\Delta P_{\text{colonne}} = 3,8- 4,3 \text{ cm d'eau.}$$

Temps (mn)	0,67	1,67	2,5	4	8	12	17
V_{HCl} (ml)	3,8	5,3	4,7	6,3	6,1	7,1	6
C_{MEA} (mol/l)	0,19	0,265	0,235	0,315	0,305	0,355	0,3
C_{CO2} (mol/l)	2,81	3,1	2,98	3,3	3,26	3,45	3,24

g) Essai N°7 :

$$C_{B(e)} = 0.96 \text{ mole /l.}$$

$$Q_{CO_2} = 4.10^{-4} \text{ m}^3/\text{s. (position 6).}$$

$$Q_{\text{air}} = 1,6528.10^{-3} \text{ m}^3/\text{s (position 57).}$$

$$L = 0,0151 .10^{-3} \text{ m}^3/\text{s (position 20).}$$

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

Temps (mn)	1	2,5	4	8	12	15	17
V_{HCl} (ml)	1,9	2,9	3,1	3,3	4	4	4,3
C_{MEA} (mol/l)	0,095	0,145	0,155	0,165	0,2	0,2	0,215
C_{CO2} (mol/l)	4,98	5,16	5,20	5,24	5,35	5,35	5,36

h) Essai N°8 :

$$C_{B(e)} = 1 \text{ mole /l.}$$

$$Q_{CO_2} = 5.10^{-4} \text{ m}^3/\text{s. (position 8).}$$

$$Q_{\text{air}} = 1,6528.10^{-3} \text{ m}^3/\text{s (position 57).}$$

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

$$\Delta P_{\text{colonne}} = 4.5- 5 \text{ cm d'eau.}$$

Temps (mn)	0,5	1	2	4	8	12	15
V_{HCl} (ml)	2,2	3,25	2,9	3,25	3,2	3,25	3,3
C_{MEA} (mol/l)	0,11	0,1625	0,145	0,1625	0,16	0,1625	0,165
C_{CO2} (mol/l)	6,93	7,129	7,057	7,118	7,11	7,129	7,127

i) Essai N°9 :

$$C_{B(e)} = 0,5 \text{ mole/l.}$$

$$Q_{CO_2} = 1,4287 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s. (position 2).}$$

$$Q_{air} = 1,6528 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s (position 57).}$$

$$L = 0,0213 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s (position 30).}$$

$$\Delta P_{colonne} = 4.8 \text{ cm d'eau.}$$

Temps (mn)	0,5	1	2	3	4	5	7	8	9	11	13
V_{HCl} (ml)	0,4	0,5	1,6	2,5	3	3,3	3,65	3,5	3,4	3,4	3,5
C_{MEA} (mol/l)	0,02	0,025	0,08	0,125	0,15	0,165	0,182	0,175	0,17	0,17	0,175
C_{CO2} (mol/l)	0,5	0,53	0,86	1,12	1,27	1,36	1,46	1,42	1,39	1,39	1,42

j) Essai N°10 :

$$C_{B(e)} = 0,5 \text{ mole/l.}$$

$$Q_{CO_2} = 2,7273 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s. (position 4).}$$

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

$$L = 0,0213 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s (position 30).}$$

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

Temps (mn)	0,5	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	13
V_{HCl} (ml)	1,25	1,45	2	2,15	2,3	2,55	2,3	2,5	2,4	2,35	2,3	2,35	2,3
C_{MEA} (mol/l)	0,062	0,072	0,1	0,107	0,115	0,127	0,115	0,125	0,12	0,117	0,115	0,117	0,115
C_{CO2} (mol/l)	3,57	3,63	3,78	3,82	3,86	3,93	3,86	3,922	3,89	3,88	3,86	3,88	3,86

k) Essai N°11 :

$$C_{B(e)} = 0,5 \text{ mole /l.}$$

$$Q_{CO_2} = 4.10^{-4} \text{ m}^3/\text{s. (position 6).}$$

$$Q_{\text{air}} = 1,6528.10^{-3} \text{ m}^3/\text{s (position 57).}$$

$$L = 0,0213.10^{-3} \text{ m}^3/\text{s (position 30).}$$

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

Temps (mn)	0,5	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
V_{HCl} (ml)	0,95	1,3	1,75	1,95	2,15	2	2	2,05	1,9	2,05	2
C_{MEA} (mol/l)	0,047	0,065	0,087	0,097	0,107	0,1	0,1	0,102	0,095	0,102	0,1
C_{CO2} (mol/l)	5,96	6,05	6,17	6,22	6,275	6,24	6,24	6,248	6,21	6,248	6,24

l) Essai N°12 :

$$C_{B(e)} = 0,5 \text{ mole /l.}$$

$$Q_{CO_2} = 5.10^{-4} \text{ m}^3/\text{s. (position 8).}$$

$$Q_{\text{air}} = 0,8089.10^{-3} \text{ m}^3/\text{s (position 57).}$$

$$L = 0,0213.10^{-3} \text{ m}^3/\text{s (position 30).}$$

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

Temps (mn)	0,5	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	12
V_{HCl} (ml)	1,2	1,4	1,5	1,9	1,75	1,8	1,8	1,8	1,75	1,7	1,8	1,8
C_{MEA} (mol/l)	0,06	0,07	0,075	0,095	0,087	0,09	0,09	0,09	0,087	0,085	0,09	0,09
C_{CO2} (mol/l)	7,88	7,92	7,95	8,05	8,01	8,02	8,02	8,02	8,01	8,00	8,02	8,02

V.5.2.2) Evolution de concentration de la MEA et du CO₂ en fonction du temps réalisés à la température ambiante (25°C)

m) Essai N°13 :

$$C_{B(e)} = 0,5 \text{ mole /l.}$$

$$Q_{CO_2} = 1,4287 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s. (position 2).}$$

$$Q_{air} = 1,6528 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s (position 57).}$$

$$L = 0,0213 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s (position 30).}$$

$$\Delta P_{colonne} = 4.5 \text{ cm d'eau.}$$

Temps (mn)	0,5	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
V _{HCl} (ml)	2,35	3,5	4	3,9	4,2	4,5	4,55	4,45	4,5	4,5	4,5	4,5	4,5
C _{MEA} (mol/l)	0,117	0,175	0,2	0,195	0,21	0,225	0,227	0,222	0,225	0,225	0,225	0,225	0,225
C _{CO₂} (mol/l)	1,08	1,42	1,57	1,54	1,63	1,72	1,73	1,70	1,72	1,72	1,72	1,72	1,72

n) Essai N°14 :

$$C_{B(e)} = 0,5 \text{ mole /l.}$$

$$Q_{CO_2} = 2,7372 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s. (position 4).}$$

$$Q_{air} = 1,6528 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s (position 57).}$$

$$L = 0,0213 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s (position 30).}$$

$$\Delta P_{colonne} = 4.5-5 \text{ cm d'eau.}$$

Temps (mn)	0,75	1	2	3	4	5	7	8	10	11	12
V _{HCl} (ml)	1,8	2,3	2,6	2,7	2,8	2,8	2,8	2,75	2,8	2,8	2,85
C _{MEA} (mol/l)	0,09	0,115	0,13	0,135	0,14	0,14	0,14	0,137	0,14	0,14	0,142
C _{CO₂} (mol/l)	3,56	3,71	3,80	3,83	3,86	3,86	3,86	3,845	3,86	3,86	3,87

o) Essai N°15 :

$$C_{B(e)} = 0,5 \text{ mole /l.}$$

$$Q_{CO_2} = 4 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s. (position 6).}$$

$$Q_{\text{air}} = 1,6528 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s (position 57).}$$

$$L = 0,0213 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s (position 30).}$$

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

Temps (mn)	1	2	3	4	5	6	7	9	11	12
V_{HCl} (ml)	1,8	1,9	2	2,1	2,1	2,1	2,3	2,1	2,2	2,2
C_{MEA} (mol/l)	0,09	0,095	0,1	0,105	0,105	0,105	0,115	0,105	0,11	0,11
C_{CO_2} (mol/l)	6,18	6,21	6,24	6,26	6,26	6,26	6,31	6,26	6,29	6,29

p) Essai N°16 :

$$C_{B(e)} = 0,5 \text{ mole /l.}$$

$$Q_{CO_2} = 5 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s. (position 8).}$$

$$Q_{\text{air}} = 1,6528 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s (position 57).}$$

$$L = 0,0213 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s (position 30).}$$

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

Temps (mn)	0,5	2	3	4	5	6	7	8	10	12
V_{HCl} (ml)	1,3	1,55	1,75	1,9	1,75	1,75	1,9	1,9	1,95	1,9.5
C_{MEA} (mol/l)	0,065	0,077	0,087	0,095	0,087	0,087	0,095	0,095	0,097	0,097
C_{CO_2} (mol/l)	7,90	7,96	8,01	8,05	8,01	8,01	8,05	8,05	8,06	8,06

q) Essai N°17 :

$$C_{B(e)} = 1 \text{ mole/l.}$$

$$Q_{CO_2} = 1,4287 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s. (position 2).}$$

$$Q_{\text{air}} = 1,6528 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s (position 57).}$$

$$L = 0,0213 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s (position 30).}$$

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

Temps (mn)	0,5	1	2	2,5	4	5	6	7	10	11	12,67
V_{HCl} (ml)	5,35	11,8	12,55	13	13	13	13	13,25	13	13	13
C_{MEA} (mol/l)	0,267	0,59	0,627	0,65	0,65	0,65	0,65	0,662	0,65	0,65	0,65
C_{CO2} (mol/l)	0	0,92	1,14	1,27	1,27	1,27	1,27	1,34	1,27	1,27	1,27

r) Essai N°18 :

$$C_{B(e)} = 1 \text{ mole/l.}$$

$$Q_{CO_2} = 2,7273 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s. (position 4).}$$

$$Q_{\text{air}} = 1,6528 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s (position 57).}$$

$$L = 0,0213 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s (position 30).}$$

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

Temps (mn)	0,34	1	3	5	6	7	8	9	10	11	12	13
V_{HCl} (ml)	2	7,65	7,3	7,2	7,25	7,2	7,3	7,2	7,2	7,1	7,2	7,3
C_{MEA} (mol/l)	0,1	0,382	0,365	0,36	0,362	0,36	0,365	0,36	0,36	0,355	0,36	0,365
C_{CO2} (mol/l)	1,02	2,58	2,48	2,45	2,47	2,45	2,48	2,45	2,45	2,43	2,45	2,48

s) Essai N°19 :

$$C_{B(e)} = 1 \text{ mole /l.}$$

$$Q_{CO_2} = 4.10^{-4} \text{ m}^3/\text{s. (position 6).}$$

$$Q_{\text{air}} = 1,6528.10^{-3} \text{ m}^3/\text{s (position 57).}$$

$$L = 0,0213.10^{-3} \text{ m}^3/\text{s (position 30).}$$

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

Temps (mn)	0,5	1	1,5	1,75	3	4	5	6	7	10	13
V_{HCl} (ml)	1,25	2,65	3,15	4,3	4	4,5	4,5	4,35	4,35	4,4	4,4
C_{MEA} (mol/l)	0,062	0,132	0,157	0,215	0,2	0,225	0,225	0,217	0,217	0,22	0,22
C_{CO2} (mol/l)	3,44	3,81	3,94	4,24	4,16	4,29	4,29	4,25	4,25	4,26	4,26

t) Essai N°20 :

$$C_{B(e)} = 1 \text{ mole /l.}$$

$$Q_{CO_2} = 5.10^{-4} \text{ m}^3/\text{s. (position 8).}$$

$$Q_{\text{air}} = 1,6528.10^{-3} \text{ m}^3/\text{s (position 57).}$$

$$L = 0,0213.10^{-3} \text{ m}^3/\text{s (position 30).}$$

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

Temps (mn)	0,5	1	1,5	2,5	5	6	7	8	9	10	11	13
V_{HCl} (ml)	1,6	2,6	2,9	3,4	3,45	3,35	3,45	3,35	3,35	3,35	3,35	3,45
C_{MEA} (mol/l)	0,08	0,13	0,145	0,17	0,172	0,167	0,172	0,167	0,167	0,167	0,167	0,172
C_{CO2} (mol/L)	5,5	5,75	5,82	5,95	5,96	5,93	5,96	5,93	5,93	5,93	5,93	5,96

CB (e) = 0.5 MOL/L, L = 0,0151 L/S (Position 20), Température = 40°C

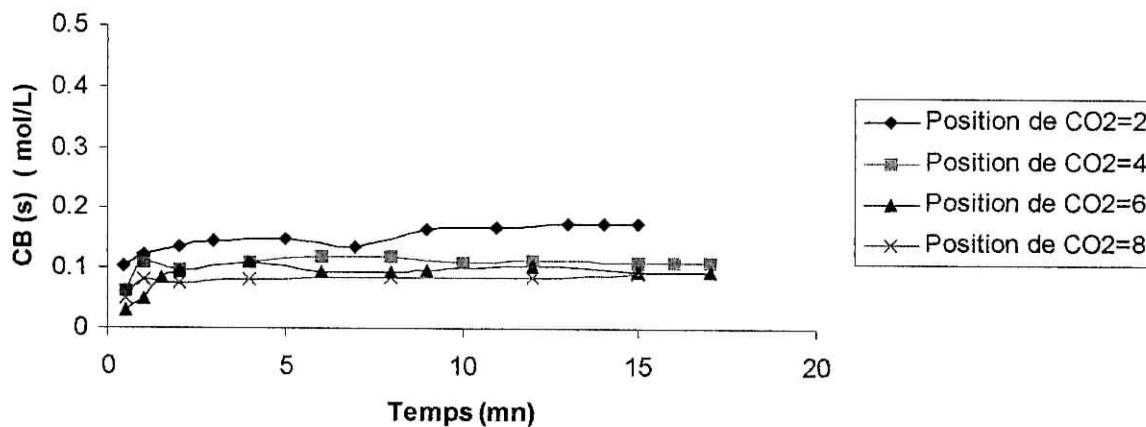


Figure (V-3) : profil de concentration de la MEA en fonction du temps

CB (e) = 1 Mol/L, L = 0.0151 L/S (Position 20), Température = 40°C.

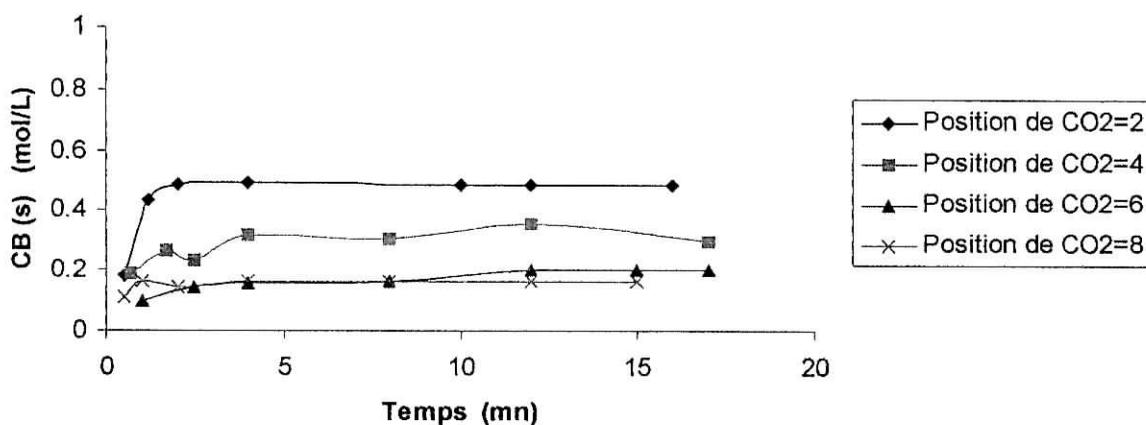


Figure (V-4) : profil de concentration de la MEA en fonction du temps

CB (e) = 0.5 Mol/l , L= 0.0213 L/s (position 30) , Température = 40°C .

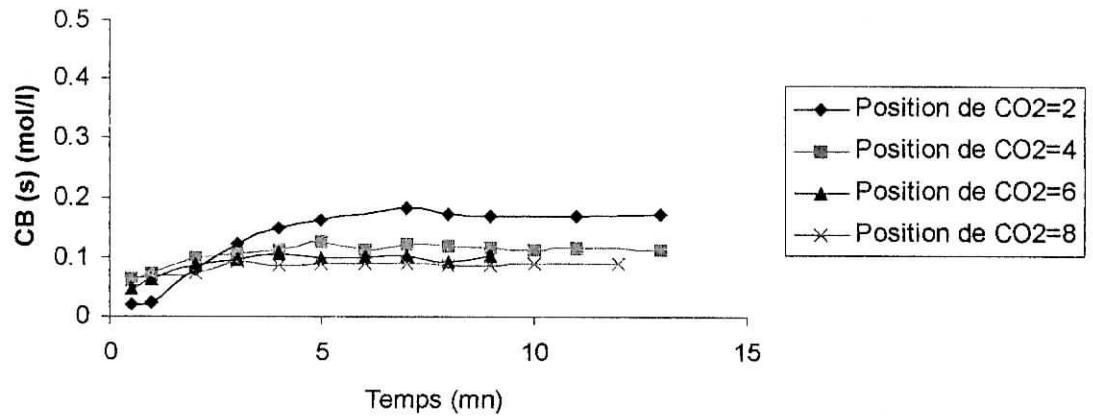


Figure (V-5) : *profil de concentration de la MEA en fonction du temps*

CB (e) = 0.5 mole/l , L=0.0213 L/S (position 30), Température = 25°C.

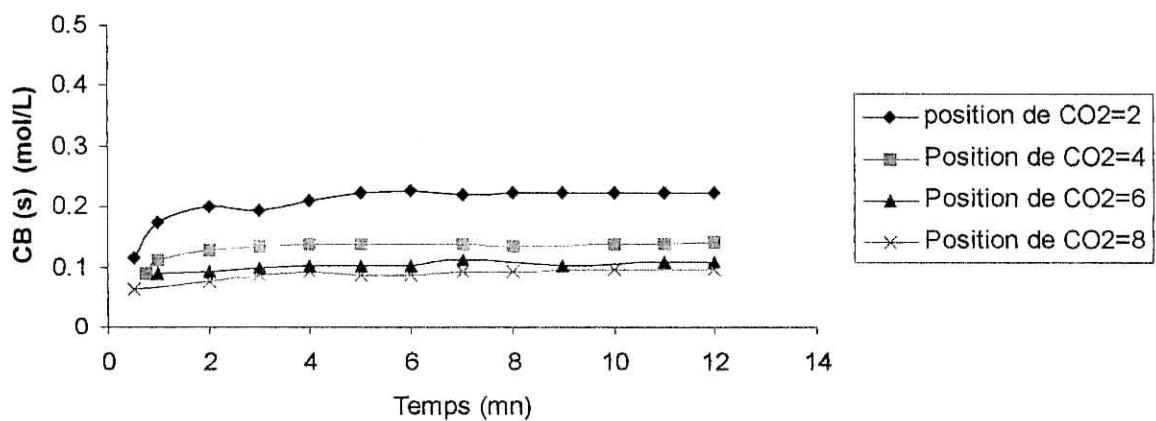


Figure (V-6) : *profil de concentration de la MEA en fonction du temps*

CB (e) = 1mole /l, L=0.0213 L/S (position 30), Température=25°C

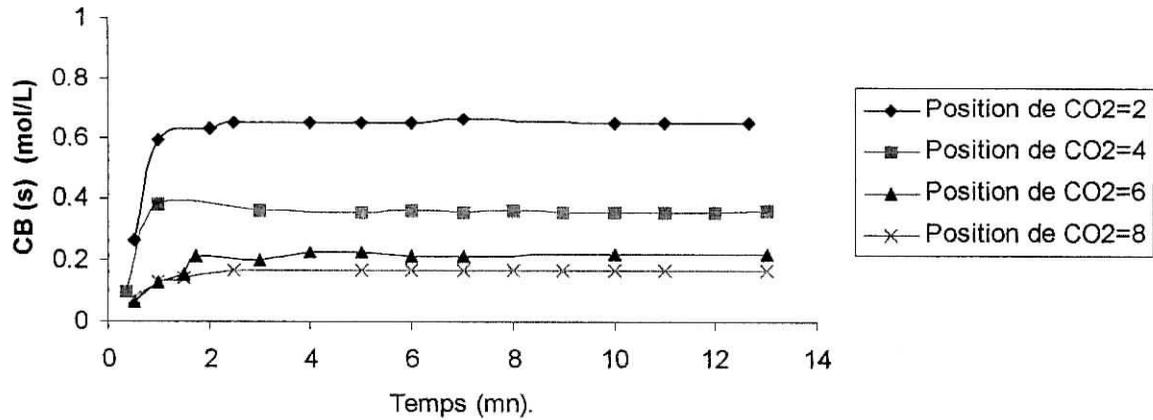


Figure (V-7) : profil de concentration de la MEA en fonction du temps

CB (e) = 0.5mol/l , L=0.0151 L/s (Position 20) , Température=40°C.

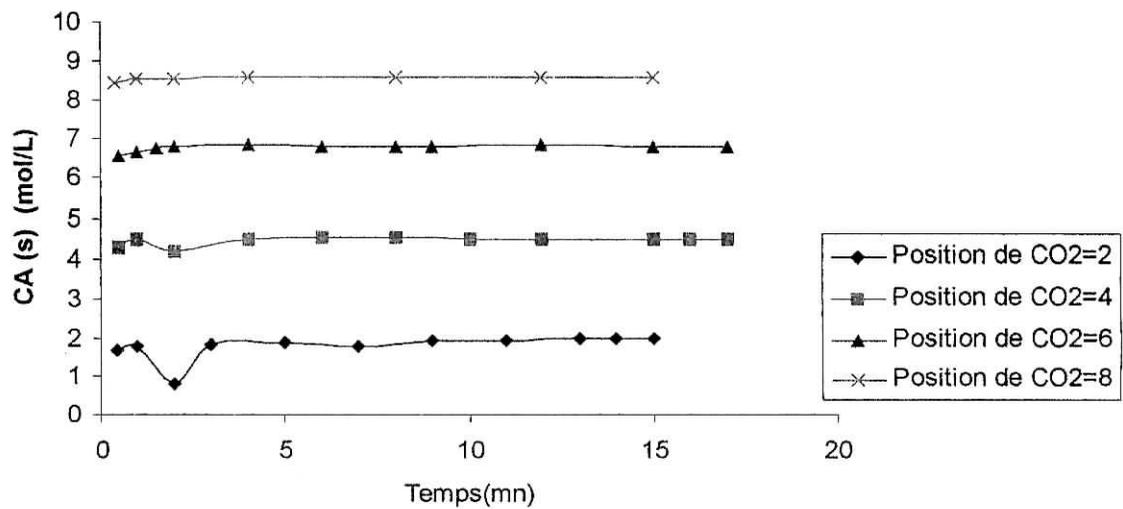


Figure (V-8) : profil de concentration du CO₂ en fonction du temps

CB (e) = 1 mol/L , L = 0.0151 L/s (Position 20) , Température= 40°C .

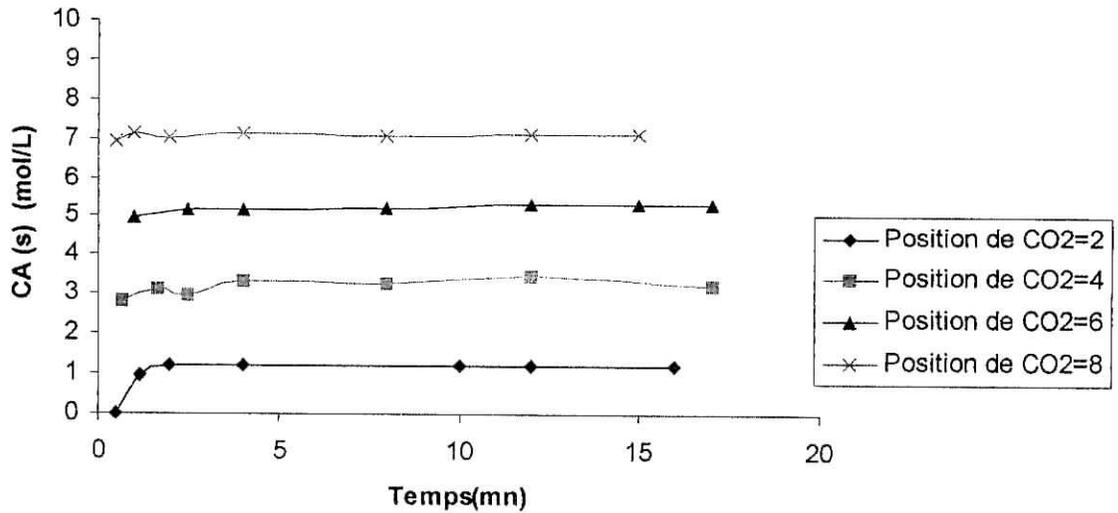


Figure (V-7) : *profil de concentration du CO₂ en fonction du temps*

CB (e) = 0.5 MOI/L, L = 0.0213 L/s (position 30) , Température=40°C.

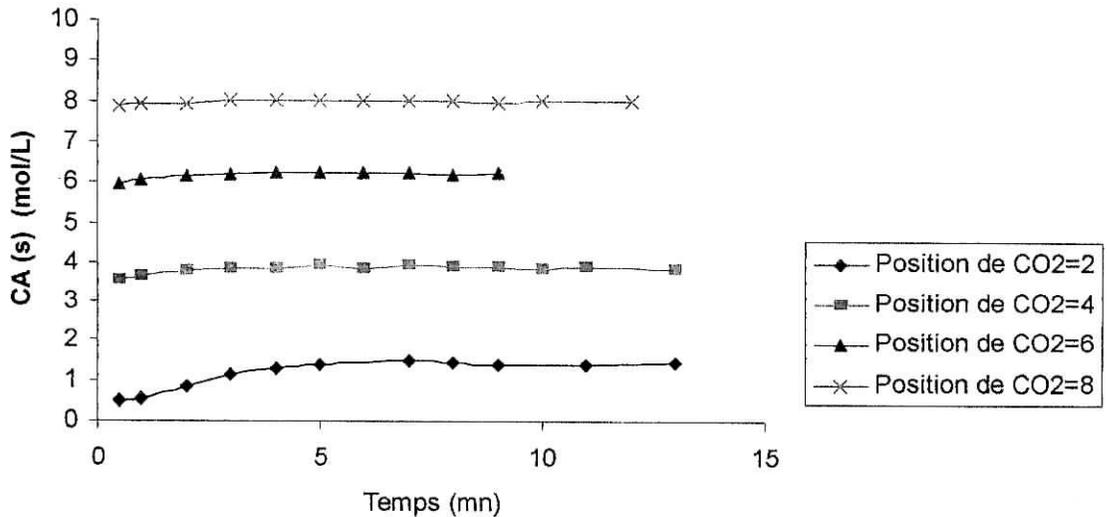


Figure (V-9) : *profil de concentration du CO₂ en fonction du temps*

CB (e) =0.5 Mol/L , L=0.0213 L/s (Position 30),Température=25°C

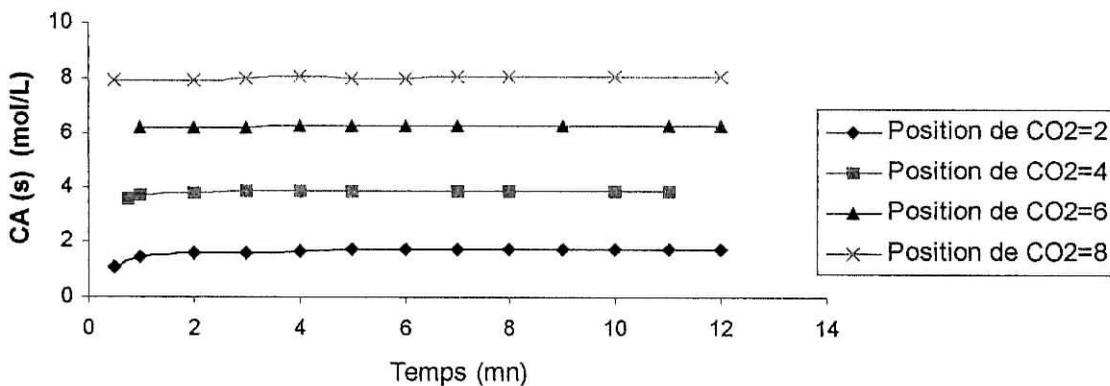


Figure (V-9) : *profil de concentration du CO₂ en fonction du temps*

CB (e) =1 Mol/L, L=0.0213 L/s (Position 30), Température=25°C

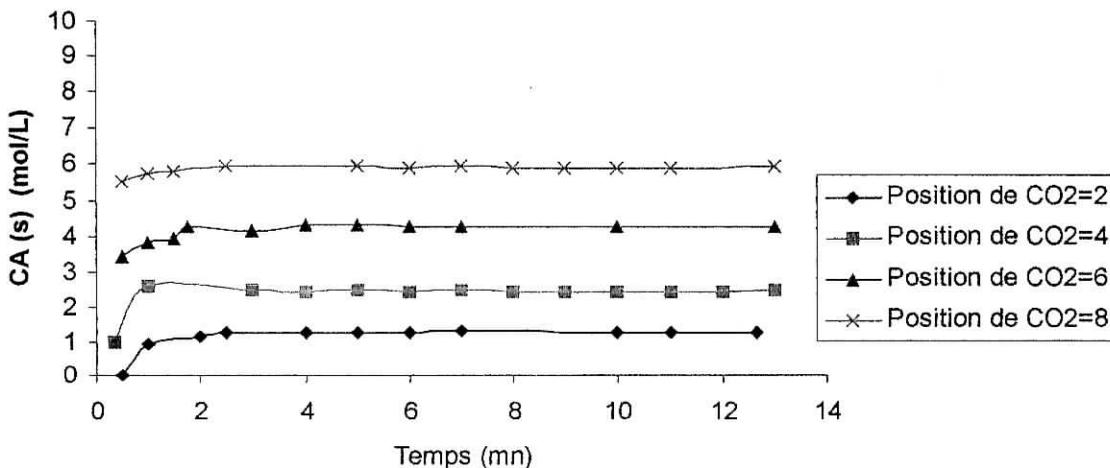


Figure (V-10) : *profil de concentration du CO₂ en fonction du temps*

V.5.3) Interprétation des résultats :

Les différents résultats obtenus montre l'évolution des concentrations du CO₂ et de la MEA en sortie de la colonne..

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

- Pour la même concentration de la MEA, à l'entrée de la colonne à température constante ,à débit constant de la solution aqueuse de la MEA ,l'augmentation du débit du CO₂,à l'entrée de la colonne entraîne la diminution de la concentration de la MEA en sortie de la colonne .
- Tout en laissant constant ,le débit du CO₂ ,le débit d'air ,la température ,débit de la solution aqueuse de MEA et en faisant augmenter la concentration de la MEA à l'entrée de la colonne ,nous constatons une augmentation de la quantité de la MEA consommée par la réaction.
- Pour une même concentration de la MEA , un même débit de la solution aqueuse de la MEA et un même débit du CO₂ nous remarquons que l' orque on augmente la température la quantité de la MEA qui a réagit est très importante ceci peut s'explique par l'augmentation ,de la constante de vitesse de réaction ,ce qui amène à l'élévation de la réactivité .
- Pour une même concentration de la MEA, une même température et un même débit du CO₂ ,nous avons remarqué que l' orque on augmente le débit de la solution aqueuse de MEA , la quantité de la MEA qui réagit a tendance à diminuer.

Dans le premier cas, lorsqu'on augmente le débit du 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 ($r = k.C_{\text{MEA}}.C_{\text{CO}_2}$), donc elle consomme une grande quantité de CO_2 , et sa concentration à la sortie aura tendance à diminuer.

Dans le troisième cas l'ors que on augmente la température , la constante de vitesse de la réaction augmente, d'ou l'augmentation de la réactivité de la MEA.

Dans le quatrième cas l'ors que on augmente le débit de la MEA, le temps de contact sera plus faible, d'ou la diminution de la réactivité

V.5.4) Estimation expérimentale de l'aire interfaciale :

Nous constatons que le modèle mathématique élaboré permet de prédire les concentrations de CO_2 et de la MEA en sortie de la colonne ,ainsi que l'aire interfaciale.

Nous avons obtenus les valeurs de l'aire interfaciale, tout en respectant une erreur de l'ordre de 5% entre les valeurs théoriques et les valeurs expérimentales du CO_2 et de la MEA.

Nous constatons que les concentrations de la MEA en bas de la colonne et celle du CO_2 en haut de colonne sont en accord avec les résultats expérimentaux et que les valeurs de l'aire interfaciale trouvées à partir des résultats expérimentaux (tableau [v.1]), sont proches de celles estimées par la corrélation de ONDA, correspondant à un débit donné de la solution aqueuse de MEA .

Les écarts entre les résultats de la simulation et ceux trouvés expérimentalement sont dus généralement aux différentes corrélations utilisés pour déterminer les paramètres physiques .

Nous avons aussi calculé les concentration du CO_2 et de la MEA à la sortie de la colonne d'absorption tout en prenant l'aire interfaciale obtenue par la corrélation de ONDA[3].

Les résultats obtenus à partir du dispositif pilote et par simulation sont représentés sur les tableaux [V-1] ,[V-2]

essai	T(°C)	Débit D'air (m ³ /s) 10 ³	L (m ³ /s) 10 ³	Débit du CO ₂ (m ³ /s) 10 ⁴	a M ² /m ³	C _{B(e)} Mol/L	C _{B(s)} EXP Mol/L	C _{B(s)} Modèle Mol/L	Erreur Sur la MEA %	C _{A(e)} Mol/L 10 ³	CA (s) EXP Mol/L 10 ³	CA (s) Modèle Mol/L	Erreur Sur le CO ₂ %
1	40	1,6528	0,0151	1,4287	135,5	0,5	0,175	0,176	0,6	3,35	1,98	1,85	6,5
2	40	1,6528	0,0151	2,7273	135,5	0,5	0,110	0,111	0,7	5,998	4,47	4,30	3,8
3	40	1,6528	0,0151	4	135,5	0,5	0,095	0,092	2,8	8,31	6,82	6,61	3,08
4	40	1,6528	0,0151	5	135,5	0,5	0,085	0,084	0,83	10,05	8,59	8,45	1,63
5	40	1,6528	0,0151	1,4287	135,5	1	0,510	0,531	4,2	3,35	1,2	1,28	6,6
6	40	1,6528	0,0151	2,7273	135,5	1	0,315	0,314	0,1	5,998	3,27	3,31	1,2
7	40	1,6528	0,0151	4	135,5	1	0,215	0,241	12	8,31	5,36	5,42	1,1
8	40	1,6528	0,0151	5	135,5	1	0,185	0,213	15	10,05	7,11	7,19	1
9	40	1,6528	0,0213	1,4287	151,9	0,5	0,175	0,228	30,2	3,35	1,42	1,42	0
10	40	1,6528	0,0213	2,7273	151,9	0,5	0,117	0,134	14	5,998	3,88	3,69	4,9
11	40	1,6528	0,0213	4	151,9	0,5	0,100	0,099	0,8	8,31	6,23	5,91	5,1
12	40	1,6528	0,0213	5	151,9	0,5	0,090	0,087	2,5	10,05	8,02	7,65	4,6
13	25	1,6528	0,0213	1,4287	151,9	0,5	0,225	0,264	17,3	3,35	1,72	1,75	1,7
14	25	1,6528	0,0213	2,7273	151,9	0,5	0,140	0,164	17,1	5,998	4	3,9	2,5
15	25	1,6528	0,0213	4	151,9	0,5	0,105	0,122	16,2	8,31	6,26	6,01	4
16	25	1,6528	0,0213	5	151,9	0,5	0,097	0,103	6,2	10,05	8,05	7,75	3,7
17	25	1,6528	0,0213	1,4287	151,9	1	0,650	0,685	5,4	3,35	1,27	1,15	9,4
18	25	1,6528	0,0213	2,7273	151,9	1	0,460	0,486	5,6	5,998	3	2,69	10,3
19	25	1,6528	0,0213	4	151,9	1	0,380	0,368	8,2	8,31	4,88	4,41	9,6
20	25	1,6528	0,0213	5	151,9	1	0,290	0,309	10,34	10,05	6,53	5,85	10,4

Tableau [V.1] : Valeurs des concentrations expérimentales et théoriques de la MEA et du CO₂ à la sortie de la colonne
En prenant l'aire interfaciale donné par la corrélation de ONDA

essai	T(°C)	Débit D'air (m ³ /s) 10 ³	L (m ³ /s) 10 ³	Débit du CO ₂ (m ³ /s) 10 ⁴	C _B (e) Mol/L	C _B (s) EXP Mol/L	C _B (s) Modèle Mol/L	C _A (e) Mol/L 10 ³	CA (s) EXP Mol/L 10 ³	CA (s) Modèle Mol/L	a m ² /m ³	a [3] m ² /m ³
1	40	1,6528	0,0151	1,4287	0,5	0,175	0,1747	3,35	1,98	1,85	135	135,5
2	40	1,6528	0,0151	2,7273	0,5	0,110	0,1112	5,998	4,47	4,30	133	135,5
3	40	1,6528	0,0151	4	0,5	0,095	0,0907	8,31	6,82	6,61	134	135,5
4	40	1,6528	0,0151	5	0,5	0,085	0,0840	10,05	8,59	8,45	133	135,5
5	40	1,6528	0,0151	1,4287	1	0,510	0,5165	3,35	1,20	1,15	133,5	135,5
6	40	1,6528	0,0151	2,7273	1	0,315	0,3136	5,998	3,27	3,00	134	135,5
7	40	1,6528	0,0151	4	1	0,215	0,2307	8,31	5,36	5,01	137	135,5
8	40	1,6528	0,0151	5	1	0,185	0,1994	10,05	7,11	6,66	139	135,5
9	40	1,6528	0,0213	1,4287	0,5	0,175	0,2120	3,35	1,42	1,45	157	151,9
10	40	1,6528	0,0213	2,7273	0,5	0,117	0,1229	5,998	3,88	3,56	157	151,9
11	40	1,6528	0,0213	4	0,5	0,100	0,0940	8,31	6,23	5,91	156	151,9
12	40	1,6528	0,0213	5	0,5	0,090	0,0852	10,05	8,02	7,65	154	151,9
13	25	1,6528	0,0213	1,4287	0,5	0,225	0,2568	3,35	1,72	1,75	157	151,9
14	25	1,6528	0,0213	2,7273	0,5	0,140	0,1570	5,998	4	3,89	157	151,9
15	25	1,6528	0,0213	4	0,5	0,105	0,1150	8,31	6,26	6,05	157	151,9
16	25	1,6528	0,0213	5	0,5	0,097	0,0971	10,05	8,05	7,73	157	151,9
17	25	1,6528	0,0213	1,4287	1	0,650	676	3,35	1,27	1,15	155	151,9
18	25	1,6528	0,0213	2,7273	1	0,460	614	5,998	3	2,79	155	151,9
19	25	1,6528	0,0213	4	1	0,380	414	8,31	4,88	4,72	154	151,9
20	25	1,6528	0,0213	5	1	0,290	348	10,05	6,53	6,51	156	151,9

Tableau [V.2] : valeur de l'aire interfaciale et des concentrations expérimentales et théoriques à la sortie de la colonne d'absorption.

CONCLUSION :

L'étude expérimentale , nous a permis de constater que les résultats trouvés à l'échelle pilote sont en accord avec les résultats trouvés à partir du modèle. On constate que la capacité d'absorption du CO₂ par une solution aqueuse de MEA dépend fortement des conditions opératoires à savoir la concentration du CO₂ et de la MEA à l'entrée de la colonne , ainsi que du débit liquide et la température T.

Cette étude nous a aussi permis de calculer l'aire interfaciale qui est un paramètre très important dans les phénomènes d'absorption en se basant sur les équations de la modélisation et les valeurs expérimentales des concentrations du CO₂ et la MEA en sortie de la colonne . Les valeurs obtenues de l'aire interfaciale correspondant à des écarts de 5% entre valeurs expérimentales et celles calculées à partir du modèle des concentrations du CO₂ et de la MEA en sortie de la colonne d'absorption .

De plus , nous avons utilisé les équations du modèle ainsi les valeurs de l'aire interfaciale obtenues à partir de la corrélation de ONDA [3] pour estimer les concentrations du CO₂ et de la MEA en sortie de la colonne d'absorption .

Les valeurs des concentrations en sortie de colonne obtenues à partir du modèle montre un écart variant entre 0 à 30 % pour la MEA et de 0 à 10% pour le CO₂ par rapport à celles trouvées expérimentalement . ce qui nous a permis de valider notre modèle théorique .

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] : G. ASTARITA
Mass Transfer with Chemical reaction.
Elsevier Publishing Company 1967.
- [07] : M. K.KISHINIVSKII ,
Theor.Fund.Chem.Eng. ,4, 1979,p.641.
- [08] : P.TRAMBOUZE.
Le raffinage du pétrole, Volume 4 ,Matériels et équipements.
Ed.Technip,1999.
- [09] : G.A. MORRIS et J. JACKSON .
Absorption Towers.
Ed. Butterwords 1953.
- [10] : Traité de Génie des procédés.
Technique de l'Ingénieur, J 2 626, 1999.

- [11] : P.WUITHIER.
Le pétrole, raffinage et génie chimique.
Technip, Tome 2, 1972.
- [12] : M. LEVA.
Tower packings and packed tower design.
US Stoneware company, 1953.
- [13] : J. S. ECKERT.
Oil and Gas Journ.
24 août 1970.
- [14] : M.M.FARID ; D.J.GUNN.
Chem. Eng. Sci., 3, 1979, p.55.
- [15] : B.W.JESSER ; J.JACKSON.
Trans. Am. Inst. Chem.Enrgs., 5, 1943, p.33.
- [16] : Norton US Stoneware .
Absorption. distillation .optimisation.Mass transfer inc, 1978.
- [17]: M.DELLAH.
Modélisation et simulation de l'absorption du CO₂ par de la MEA dans une
colonne à garnissage .
Thèse de magistère (ENP 2002).
- [18] : K.J .BRADLEY.; .H. ANDER.
Dynamic analysis of a a packed gas absorber .
Can .J.Chem.Eng, 50, 1972, p.528-533.
- [19] : D.P.HAGEWIESCHE ; S.S.ACHOUR ; H.A.EL-GHAWAS.
Absorption Of Carbon Dioxide In To Aqueous Blends Of Monoethanolamine
And N-Methyl Diethnolamine.
Vhem. Eng .Sci., 50(7), 1995, p.1071-1079 .
- [20]: Y.OURAGH.
Aide mémoire de mathématique pour ingénieur (2^{ème} partie);
Office des publications universitaires , 1.01.3758, 1993, p.183

- [21] : N.ELCADI , N.HANNACHI.
Etude expérimentale et Modélisation de l'absorption du CO₂ par une solution aqueuse de monoéthanolamine (MEA) dans une colonne à garnissage .
Projet de fin d'études (ENP 2002).
- [22] : 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
- [23] : R.C .REID.; J .M. PRAUSNITZ.; B.F. POLING.
The properties of gases and liquids .
Mc Graw-Hill, NEW-YORK (1988).
- [24] : G.P ESCOBILANA., J.A .SAEZ., J.R .PEREZ-CORREA., H.T .NEUBURG.
Behaviour of absorption/ stripping columns for CO₂-MEA system :modelling and experiments, The Can. J.chem.Eng.**69**, (1991), 969-977
- [25] : L .DELEYE , . G.F. FROMENT.,Rigorous simulation and design of columns for gas absorption and chemeical reaction . I.Packed columns,
Comp.Chem.Eng.**10**.(5),(1986), 493-504
- [26] : T .PINTOLA , P. TONTIWACHWUTHIKUL, .A. MEISEN.
simulation of pilot plant andandustrial CO₂-MEA absorbers.
Gas Separation and Purification,**7** (1), (1993), 47-52.
- [27] : M.MADANI , L.BENACHOUR.
Etude expérimentale du système (air-CO₂, eau-NaOH) dans une colonne à garnissage .
Projet de fin d'études (USTHB 2001).

ANNEXE 1

Matériau de garnissage	Tension superficielle critique δ_c (mN/m)
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) ;
 ρ_e, μ_e : masse volumique, viscosité dynamique de l'eau à 20°C ;
 μ_L : viscosité dynamique du liquide ;
 ρ_G, ρ_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_p (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
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].

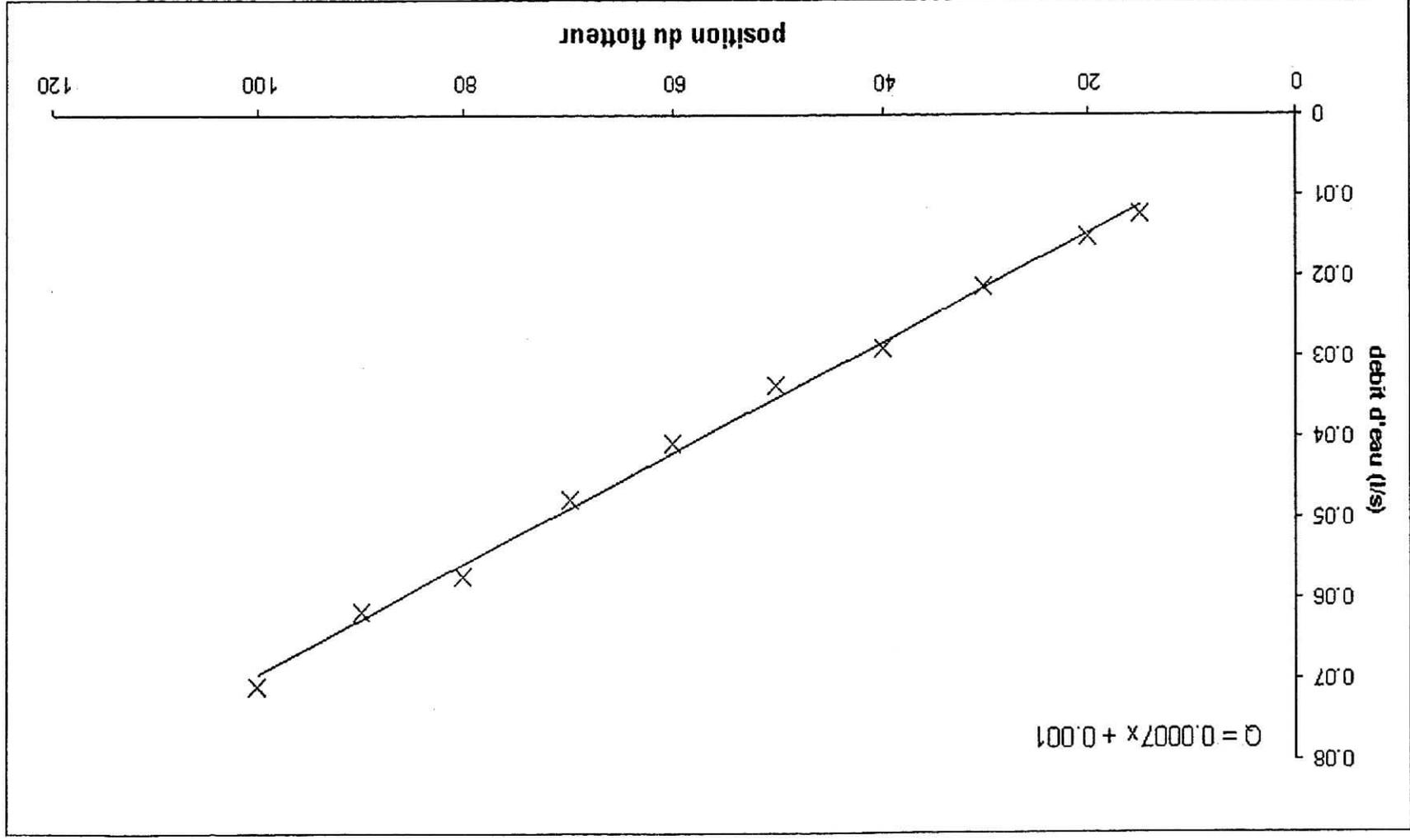


Fig1 : Etalonnage du débitmètre d'eau

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 ^{er} essai			2 ^{eme} essai			Débit moyen(l/s)
	V ₁ (l)	T ₁ (s)	Q ₁ (l/s)	V ₂ (l)	T ₂ (s)	Q ₂ (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

Tableau 4 : Etalonnage du débit mètre 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.

Les résultats sont représentés dans le tableau ci-dessous:

position de la bille	position du flotteur	données du constructeur (Q_1 (l/h))	$Q_1 \cdot 10^3$ (m^3/s)
1	3	1000	0,2778
2	9	1600	0,4444
3	18	2200	0,6111
4	24	2800	0,7778
5	33	3550	0,9861
6	42	4300	1,1944
7	50	5200	1,4444
8	57	5950	1,6528
9	67	6850	1,9028
10	75	8000	2,2222

Tableau 5 : Etalonnage du débit mètre d'air.

3) Etalonnage du débitmètre du CO₂ :

L'étalonnage du débit mètre du CO₂ 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 ³)	Temps (s)	Q*10 ⁴ (m ³ /s)	F (mol/s)
1	2	1,0032	290,6	0,001	11,5	0,8696	0,003661
2	2	1,0032	290,4	0,002	14	1,4287	0,006018
3	4	1,0063	290,4	0,002	10	2,0000	0,008452
4	5	1,0079	290,3	0,003	11	2,7273	0,011547
5	7	1,0110	290,2	0,003	9	3,3333	0,014162
6	9	1,0142	289,9	0,002	5	4,0000	0,017066
7	13	1,0205	289,7	0,002	4	5,0000	0,021479
8	17	1,0268	289,2	0,003	6	5,0000	0,021649
9	25	1,0394	289,0	0,002	3	6,6667	0,029242
10	33	1,0521	288,8	0,002	3	6,6667	0,029617

Tableau 6 : Etalonnage du débit mètre d' CO₂ ..

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 (g/cm³) ;

V : volume de la solution de HCl (cm³).

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

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

avec :

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

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

$$P = 0,37$$

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

$$\text{A.N} \quad V_{\text{solutionmère}} = \frac{0,5 * 36,5}{0,37 * 1,184} = 41.67 \text{ cm}^3.$$

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.

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

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 IN :

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

Avec :

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

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.