

Université Mohamed Khider – Biskra
Faculté des Sciences et de la technologie
Département : Chimie Industrielle



جامعة محمد خيضر بسكرة
كلية العلوم و التكنولوجيا
قسم: الكيمياء الصناعية

Mémoire présenté en vue de l'obtention
Du diplôme de
Master en sciences en : génie des procédés
Option : Génie Chimique

THEME

Calcul d'une colonne d'absorption à garnissage par la méthode des hauteurs et unités de transfert

Présentée par :

HARICHA Wafa

Devant le jury composé de :

Président : Dr. NEDJAR Zohir

Univ. Biskra

Examinatrice : M^{me}. BOUTAMINE Zineb

Univ. Biskra

Encadreur : Dr. BENDJAOUHDOU Chaouki

Univ. Biskra

Promotion Juin 2016

بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ

Résumé

L'objectif de ce travail a été de calculer une colonne d'absorption à garnissage qui devait être conçue pour épurer ou laver un effluent gazeux d'un polluant (CO₂) responsable en grande partie du réchauffement climatique. Cette étude a déterminé le diamètre et la hauteur du lit de garnissage pour un débit de gaz à traiter et des concentrations imposées en CO₂ à l'entrée et à la sortie du gaz. Les résultats obtenus nous permettent de conclure que le diamètre et la hauteur déterminés sont acceptables et satisfont aux normes de fabrication.

Mots clés : colonne à garnissage, polluant, dimensionnement, débit de gaz, absorption.

Abstract

The objective of this work was to calculate an absorption packed column which was conceived to refine or to wash a gas stream containing a pollutant (CO₂) whom is mainly responsible of the greenhouse effect. This study has determined the diameter and the height of the packed bed for a gas flowrate to process and imposed CO₂ concentrations at the entry and the exit of the gas. The obtained results allowed us to conclude that the determined diameter and height of the column are acceptable and are conform to manufacturing standards.

Key words: packed column, pollutant, design, gas flow rate, absorption.

ملخص

هدف هذا العمل كان حساب برج امتصاص معبأ مصمم لتصفية غاز من ملوث (CO₂) مسبب لظاهرة الاحتباس الحراري هذه الدراسة قامت بحساب قطر و علو البرج لتدفق الغاز و تراكيز معينة للملوث CO₂ عند دخول و خروج الغاز. النتائج المتحصل عليها تشير أن القطر و العلو المتحصل عليهما متطابقان و موافقان لمعايير التصنيع.

الكلمات المفتاحية : برج امتصاص، ملوث، تصميم، تدفق الغاز , امتصاص

*D*édicace

A mon père et ma mère

A mes sœurs et mes frères

A tous mes amis.

Remerciements

Je tiens à présenter mes remerciements au plan, à mon Dieu qui m'accompagner et m'a donné la force afin d'effectuer ce modeste travail.

Je tiens tout d'abord à remercier mon promoteur Monsieur BENDJAOUHDOU Chaouki, d'avoir accepté d'encadrer ce travail, pour tous ses précieux conseils, pour sa disponibilité tout au long de la réalisation de ce mémoire, pour son oreille attentive qu'il m'a toujours accordé, pour sa confiance, pour l'aide et le temps qu'il a bien voulu me consacrer et de m'avoir orienté vers le chemin de la recherche scientifique.

Je voulais également exprimer mes sincères remerciements à :

Monsieur NEDJAR Zohir de m'avoir consacré de son temps pour présider les membres de jury, de juger ce travail et pour sa remarquable modestie.

Madame BOUTAMINE Zineb d'être parmi les membres de jury et de me faire l'honneur d'examiner ce travail.

Je tiens aussi à remercier très chaleureusement :

Monsieur BELMEHDI Ayache, pour sa disponibilité et sa rhétorique tout au long de mon travail.

Toute ma profonde gratitude pour l'ensemble des enseignants ayant contribué à ma formation le long de mon cursus.

Nomenclature

Notations latines

a°	Surface d'échange interfaciale par unité de volume de réacteur	$\text{m}^2.\text{m}^{-3}$
a_g	Aire spécifique géométrique du garnissage	$\text{m}^2.\text{m}^{-3}$
a_p	Surface spécifique	$\text{m}^2.\text{m}^{-3}$
$C_{A,0}$	Concentration du soluté A loin de l'interface	$\text{mol}.\text{m}^{-3}$
$C_{A,i}$	Concentration du soluté à l'interface gaz-liquide	$\text{mol}.\text{m}^{-3}$
$C_{B,0}$	Concentration du soluté B loin de l'interface	$\text{mol}.\text{m}^{-3}$
C_G	Concentration molaire ou concentration massiques en phase gaz	$\text{mol}.\text{m}^{-3}$ ou $\text{g}.\text{L}^{-1}$
C_G^*	Concentrations de la phase gaz en équilibre thermodynamique avec une phase liquide	$\text{mol}.\text{m}^{-3}$ ou $\text{g}.\text{L}^{-1}$
$C_{G,i}$	Concentration à l'interface côté gaz	$\text{mol}.\text{m}^{-3}$
C_L	Concentration molaire ou massique en phase liquide	$\text{mol}.\text{m}^{-3}$ ou $\text{g}.\text{L}^{-1}$
C_L^*	Concentration de la phase liquide en équilibre thermodynamique avec une phase gazeuse	$\text{mol}.\text{m}^{-3}$ ou $\text{g}.\text{L}^{-1}$
$C_{L,i}$	Concentration à l'interface côté liquide	$\text{mol}.\text{m}^{-3}$
d	Diamètre de la colonne	m
d_e	Diamètre équivalent	m
D	Diffusivité massique moléculaire	$\text{m}^2.\text{s}^{-1}$
$D_{A,G}$	Coefficients de diffusion du soluté A en phase gaz	$\text{m}^2.\text{s}^{-1}$
$D_{A,L}$	Coefficients de diffusion du soluté A en phase liquide	$\text{m}^2.\text{s}^{-1}$
$D_{B,L}$	Coefficients de diffusion du soluté B en phase liquide	$\text{m}^2.\text{s}^{-1}$
E	Facteur d'accélération	—
g	Accélération de la pesanteur	$\text{m}.\text{s}^{-2}$
G	Débit massique ou molaire du gaz	$\text{g}.\text{s}^{-1}$ ou $\text{mol}.\text{s}^{-1}$
G'	Débit massique de gaz par unité de surface	$\text{g}.\text{s}^{-1}.\text{m}^{-2}$ ou $\text{mol}^{-1}.\text{s}^{-1}.\text{m}^{-2}$
Ga	Nombre de Galilée	—
Ha	Nombre de Hatta	—
H	Constante de Henry du soluté dans le solvant	Pa

H'	Constante de Henry du soluté dans le solvant	$\text{Pa.m}^3.\text{mol}^{-1}$
H''	Rapport des concentrations massiques ou molaires du soluté dans la phase gaz sur le soluté dans la phase liquide	—
HUT_G	Hauteur d'unité de transfert côté film gazeux	m
HUT_{OG}	Hauteur d'unité de transfert globale de la phase gazeux	m
HUT_L	Hauteur d'unité de transfert côté film liquide	m
HUT_{OL}	Hauteur d'unité de transfert globale de la phase liquide	m
k_G	Coefficient de transfert de matière en phase gazeux	m.s^{-1}
K_G	Coefficients global de transfert de matière côté gazeux	m.s^{-1}
k_G^0	Coefficient de transfert de matière côté film gazeux	$\text{kmol.m}^2.\text{s}^{-1}$
k_L	Coefficient de transfert de matière en phase liquide	m.s^{-1}
K_L	Coefficient global de transfert de matière côté liquide	m.s^{-1}
k_L^0	Coefficient de transfert de matière côté film liquide	$\text{kmol.m}^2.\text{s}^{-1}$
k_{mn}	Constante cinétique de réaction	$\text{L.mol}^{-1}.\text{s}^{-1}$
k_2	Constante cinétique de second ordre	$\text{L.mol}^{-1}.\text{s}^{-1}$
L	Débit massique ou molaire du liquide	g.s^{-1} ou mol.s^{-1}
L'	Débit massique de liquide par unité de surface	$\text{g.s}^{-1}.\text{m}^{-2}$ ou $\text{mol}^{-1}.\text{s}^{-1}.\text{m}^{-2}$
k	Pente de la droite opératoire	—
K	Pente de la droite d'équilibre	—
N	Densité du flux molaire	$\text{mol.m}^{-2}.\text{s}^{-1}$
NUT_G	Nombre d'unité de transfert côté film gazeux	—
NUT_L	Nombre d'unité de transfert côté film liquide	—
NUT_{OG}	Nombre d'unités de transfert global de la phase gazeux	—
NUT_{OL}	Nombre d'unités de transfert global de la phase liquide	—
p	Pression partielle dans la phase gaz	Pa
P	Pression totale du système	Pa
P_A	Pression partielle du composé A dans la phase gaz	Pa
$P_{A,i}$	Pression partielle du composé A dans la phase gaz, à l'interface	Pa
p_i	Pression partielle dans la phase gaz, à l'interface	Pa
p^*	Pression partielle dans la phase gaz, à l'interface, à l'équilibre avec un liquide de titre x	Pa
p^{sat}	Pression de vapeur saturante du soluté	Pa

Q	Débit volumique de gaz	$\text{m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$
Q_{Lm}	Vitesse minimale d'arrosage	$\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-1}$
R	Constante des gaz parfaits	$\text{J} \cdot \text{mol}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$
S	Aire de la section	m^2
Re	Nombre de Reynolds	—
t	Temps	s
T	Température	K
U	Vitesse maximale d'engorgement de la phase gazeuse	$\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$
U_{SL}	Vitesse superficielle du liquide	$\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$
V	Volume de colonne	m^3
x	Titre molaire d'une espèce en solution	—
x_i	Titre molaire à l'interface côté liquide	—
y	Titre molaire d'une espèce en phase gaz	—
y_i	Titre molaire à l'interface côté gaz	—
Z	Hauteur utile de la colonne	m

Symboles grecs

δ_G	Epaisseur de couche limite côté gaz	m
δ_L	Epaisseur de couche limite côté liquide	m
ε_i	Fraction de volume occupée par la phase i	—
μ_G	Viscosité du gaz	Po
μ_L	Viscosité du liquide	Po
Φ	Flux molaire de transfert de soluté	$\text{mol} \cdot \text{s}^{-1}$
α, β	Constantes caractéristiques du garnissage	—
ε	Fraction de vide en volume	—
ρ	Masse volumique	$\text{Kg} \cdot \text{m}^{-3}$
σ	Tension superficielle ou interfaciale	$\text{N} \cdot \text{m}^{-1}$
φ	Flux molaire de matière	$\text{mol} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$
\mathcal{S}	La fréquence de renouvellement des éléments de la surface	s^{-1}

Notation des composés

CO	Monoxyde d'azote	CO
CO ₂	Dioxyde de carbone	CO ₂
CS	Le sulfure de carbone	CS

CS ₂	Disulfure de carbone	CS ₂
DEA	DiEthanolAmine	C ₄ H ₁₁ NO ₂
DGA	DiGlycolAmine	C ₄ H ₁₁ NO ₂
H ₂	Hydrogène	H ₂
MDEA	MéthylDiEthanolAmine	C ₅ H ₁₃ NO ₂
MEA	MonoEthanolAmine	C ₂ H ₇ NO
O ₂	Oxygène	O ₂

Indice

<i>e</i>	Caractérise la phase qui rentre dans la colonne
<i>m</i>	Ordre partiel de la réaction pour le constituant A
<i>n</i>	Ordre partiel de la réaction pour le constituant B
<i>s</i>	Caractérise la phase qui sort de la colonne
<i>j</i>	Coefficient stœchiométrique

Symboles fonctionnels

\int	Opérateur « intégrale »
Δ	Opérateur « différence »
<i>Ln</i>	Logarithme népérien
<i>d</i>	Opérateur différentielle
<i>log</i>	Logarithme à base 10
<i>exp</i>	Exponentielle
% vol	Pourcentage volumique

Abréviations et acronymes

CSC	Captage et Stockage du Carbone
IFP	Institut Français du Pétrole
IGCC	Cycle Combiné et Gazéification Intégrée
NGCC	Cycle Combiné au Gaz Naturel

Sommaire

Introduction générale	1
Références bibliographiques	3

Chapitre I

Méthodes d'élimination du polluant atmosphérique de CO₂

Introduction	4
I.1. Captage de CO₂	5
I.1.1. Captage post-combustion	6
I.1.2. Captage pré-combustion	6
I.1.3. Captage par oxy-combustion	7
I.2. Procédé de séparation	7
I.2.1. Séparation par absorption	8
I.2.2. Séparation par Adsorption	8
I.2.3. Séparation par distillation cryogénique	9
I.2.4. Séparation par membranaire	9
I.3. Transport du CO₂	11
I.4. Stockage du CO₂	11
I.4.1. Stockage géologique	11
I.4.1.1. Stockage dans les gisements de pétrole et de gaz épuisés	11
I.4.1.2. Stockage dans les veines de charbon non exploitées	11
I.4.1.3. Stockage dans les aquifères salins profonds	12
I.4.2. Stockage océanique	12
I.4.3. Minéralisation	13
Références bibliographiques	14

Chapitre II

Transfert de matière avec et sans réaction chimique

Introduction	16
II.1. Transfert de matière gaz-liquide	16

II.1.1. Introduction.....	16
II.1.2. Equilibres gaz-liquide.....	16
II.2. Transfert de matière sans réaction chimique.....	18
II.2.1. Théorie du transfert entre phases en régime permanent	18
II.2.2. Théorie du transfert entre phases en régime transitoire.....	19
II.2.2.1. Théorie de la pénétration de Higbie.....	19
II.2.2.2. Théorie du renouvellement de surface de Danckwerts.....	20
II.2.3. Expression du transfert de matière global.....	20
II.3. Transfert de matière avec réaction chimique.....	21
II.3.1. Régime de réaction lente ($Ha < 0,3$).....	23
II.3.2. Régime de réaction intermédiaire ($0,3 < Ha < 3$).....	23
II.3.3. Régime de réaction rapide ($Ha > 3$)	23
II.3.4. Réaction rapide du pseudo-premier ordre.....	23
II.3.5. Réaction instantanée ($Ha > 3 \approx 10.E_i$).....	24
Références bibliographiques	25

Chapitre III

Absorption de CO₂ par une solution de MEA

Introduction.....	26
III.1. Généralités sur l'absorption chimique.....	27
III.1.1. Les alcanolamines.....	27
III.1.1.1. MonoEthanolAmine MEA.....	27
III.1.1.2. Mécanismes réactionnels.....	28
III.2. Contacteurs gaz – liquide	28
III.3. Etude d'une colonne à garnissages	29
III.3.1 Divers types de garnissage.....	30
III.3.2. Écoulement des fluides dans les garnissages.....	31
III.3.2.1. Perte de charge.....	31
III.3.2.2. Capacité de garnissage	33
III.3.2.3. Rétention (Holdup).....	35
III.3.2.4. Vitesse minimale d'arrosage.....	36
III.4. Calcul du point de fonctionnement de la colonne.....	36

III.4.1. Notion d'unité de transfert	37
III.4.1.1. Calcul du nombre d'unité de transfert d'une séparation.....	40
III.4.1.2. Calcul du nombre d'unités de transfert globales.....	41
III.4.2. Calcul de la hauteur d'une unité de transfert.....	42
III.4.3. Estimation des hauteurs d'unités de transfert.....	44
Références bibliographiques	46

Chapitre IV

Présentation du procédé étudié et des résultats obtenus

Introduction	48
IV.1. Exposé du problème.....	48
IV.2. Données relatives au procédé étudié (colonne d'absorption à garnissage)	48
IV.2.1. Gaz à traiter.....	48
IV.2.2. Solvant (phase liquide)	49
IV.2.3. Équilibre liquide-vapeur	49
IV.2.4. Données relatives au garnissage	49
IV.2.5. Coefficients de diffusion.....	49
IV.3. Détermination des conditions d'écoulement des fluides.....	49
IV.3.1. Bilan molaire de la colonne en régime permanent.....	51
IV.3.2. Calcul des débits gaz et liquide	52
IV.3.3. Calcul de la vitesse maximale du gaz U dans la colonne vide.....	53
IV.3.4. Calcul du diamètre de la colonne.....	54
IV.4. Calcul des hauteurs d'unité de transfert	55
IV.4.1. HUT_L	55
IV.4.2. HUT_G	55
IV.5. Calcul de la hauteur de colonne.....	56
IV.6. Résumé de la procédure de calcul de la hauteur d'une colonne à garnissage ...	58
Références bibliographiques	60

Liste des tableaux

N°	Titre de tableaux	Page
Tableau I.1	Comparaison les quatre méthodes de captage de CO ₂	10
Tableau IV.1	Les données de la courbe d'équilibre en pression partielle de CO ₂ en fonction du nombre de moles par mole de MEA dans le liquide.	49
Tableau IV.2	Les données de la courbe d'équilibre en fractions molaires.....	50

Liste des figures

N°	Titre des figures	Page
Figure I.1	La chaîne captage, transport et stockage du CO ₂	5
Figure I.2	Les stratégies principales de la capture de CO ₂	6
Figure I.3	Schéma d'un procédé de captage en post-combustion	6
Figure I.4	Schéma d'un procédé de captage par pré-combustion	7
Figure I.5	Schéma d'un procédé de captage par Oxy-combustion	7
Figure I.6	Capture du CO ₂ par absorption	8
Figure I.7	Séparation du CO ₂ par adsorption	9
Figure I.8	Schéma simplifié du fonctionnement d'une membrane.....	10
Figure I.9	Méthodes de stockage du CO ₂ dans des formations géologiques profondes	12
Figure I.10	Aperçu des principes de stockage dans les océans	13
Figure II.1	Isotherme de partage d'un composé entre la phase gaz et la phase liquide	17
Figure II.2	Modèle du double-film (phase liquide réactive)	18
Figure II.3	Théorie de la pénétration de Higbie	19
Figure II.4	Diagramme de Van Krevelen et Hoftijzer (1948)	22
Figure III.1	Différents types de contacteurs gaz-liquide	29
Figure III.2	Colonne à garnissage.....	30
Figure III.3	Différents types de garnissage en vrac	31
Figure III.4	Evolution de la perte de charge en fonction des débits gazeux et liquide dans une colonne à garnissage	32
Figure III.5	Abaque généralisé représentant l'engorgement et les pertes de charge au sein d'un garnissage	34
Figure III.6	Colonne d'absorption	38
Figure III.7	Calcul du nombre d'unités de transfert par intégration graphique.....	40
Figure III.8	Variations des concentrations dans les films gaz-liquide	42
Figure III.9	Pente locale à la courbe d'équilibre	44
Figure IV.1	Courbe d'équilibre gaz-liquide à T = 40°C et P = 1 atm	50
Figure IV.2	Schéma de la colonne d'absorption	51
Figure IV.3	Calcul du taux du solvant molaire minimum	52

Figure IV.4	Abaque de Sherwood et al modifié par Eckert donnant A en fonction de B.....	53
--------------------	---	----

Introduction générale

Introduction générale

La nature des rejets de gaz issus principalement d'unités industrielles, est devenue un souci majeur pour les pouvoirs publics et les organisations internationales concernées par la protection de l'environnement. A titre d'exemple, les industries pétrochimiques peuvent être citées car elles peuvent constituer des sources de pollution de l'atmosphère assez importantes.

Par conséquent, ceci a motivé et encouragé le développement de nouvelles techniques de dépollution ou l'amélioration de celles déjà existantes, et dont l'objectif est de pouvoir se conformer aux normes internationales relatives aux concentrations des espèces polluantes contenues dans ces rejets [1].

Plusieurs procédés et voies de captage de CO₂ sont possibles et ont été testés et déployés à diverses échelles. Les efforts de recherche en vue d'une maîtrise de ces technologies sont toujours en cours par divers acteurs publics et privés. Trois voies potentielles de captage de CO₂ sont aujourd'hui identifiées : l'oxy-combustion, la pré-combustion et la post-combustion; elles présentent des degrés de maturité différents en termes de maîtrise de la technologie.

Des technologies relatives à ce type de captage sont aujourd'hui disponibles sur le marché . Elles mettent en œuvre des procédés d'absorption par voie chimique [2].

L'absorption chimique consiste à absorber le CO₂ contenu dans les fumées dans un solvant caractérisé par une réaction chimique. Les solvants chimiques les plus connus sont les solvants aqueux contenant des alcanolamines.

Les solutions d'alcanolamines sont les solvants chimiques les plus couramment utilisés dans les opérations d'absorption/désorption pour éliminer le dioxyde de carbone et le sulfure d'hydrogène d'un courant gazeux [3].

Ce présent travail a pour objectif le dimensionnement d'une colonne à garnissage pour l'absorption chimique de CO₂ par une solution d'alcanolamines.

Le mémoire décrivant ce travail est entamé par cette introduction générale qui donne une idée sur l'importance du thème abordé tout en exposant clairement l'objectif visé.

Dans le chapitre I, on a résumé les différentes techniques d'élimination du polluant atmosphérique CO₂.

Le chapitre II, traite les aspects théoriques du transfert de matière gaz-liquide et la théorie du double film.

Le chapitre III, étudie la colonne d'absorption à garnissage et le mécanisme réactionnel d'absorption de CO₂ par la MEA.

Le chapitre IV, présente le procédé étudié et les résultats obtenus au cours de ce travail.

Une conclusion générale récapitule les principaux résultats obtenus au cours de ce travail.

Références bibliographiques

- [1] **A. Kabouche**, « Etude de l'élimination de CO₂ et H₂S par absorption utilisant des solutions d'alcanolamines. Test du couplage de différentes théories de transfert de matière », thèse de doctorat, Université de Constantine, pp 1, (2007).
- [2] **M. Fourati**, « Modélisation par une approche à deux fluides des écoulements gaz liquide à contre-courant dans les colonnes à garnissages », thèse de doctorat, INP Toulouse, pp 16, (2012).
- [3] **R. Cadours**, « Absorption-désorption des gaz acides par des solutions aqueuses d'amines », Ecole Nationale Supérieure des Mines de Paris, pp 12, (1998).

Chapitre I

**Méthodes d'élimination du polluant
atmosphérique de CO₂**

Chapitre I

Méthodes d'élimination du polluant atmosphérique de CO₂

Introduction

Au cours du dernier siècle, le développement rapide de l'économie a été pour une bonne part basé sur un déstockage massif de carbone fossile (pétrole, gaz, charbon) émis sous forme de CO₂ dans l'atmosphère [1].

Le CO₂ est un des responsables majeurs de l'acidification des océans et du changement climatique. Ce gaz est produit à l'issue de l'activité humaine. Il est donc inévitable de limiter son rejet atmosphérique [2].

Plus d'un tiers des émissions de CO₂ dans le monde est produit par des sources concentrées (centrales thermiques, cimenteries, raffineries, usines sidérurgiques...etc.) qui vont encore continuer à utiliser des combustibles fossiles. Limiter l'impact de ces émissions réside dans le recours aux techniques de capture, de transport et stockage géologique du CO₂. Cette filière aujourd'hui en plein développement offre une solution de transition en attendant l'arrivée de nouvelles formes d'énergies non polluantes [1].

Le but de ce chapitre est de résumer les travaux scientifiques et industriels effectués concernant les différentes techniques d'élimination du polluant atmosphérique CO₂.

La figure I.1 illustre très schématiquement la chaîne de captage, transport et stockage du CO₂ (*CO₂ Capture and Storage* ou CCS en *anglais*). La chaîne captage, transport puis stockage du CO₂ peut conduire, d'après des études menées à IFP Énergies nouvelles, à une réduction de 90 % des émissions de CO₂ [3].

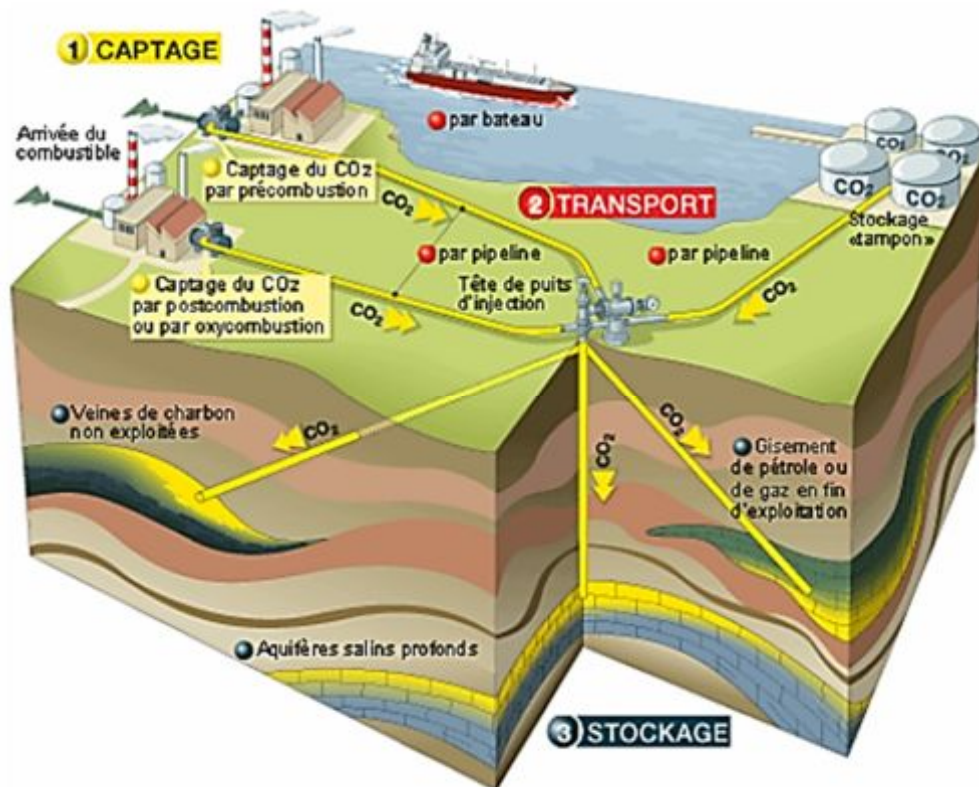


Figure I.1. La chaîne captage, transport et stockage du CO₂ [3].

Le captage et le stockage du carbone (CSC) est une nouvelle technologie susceptible d'apporter une contribution importante à la lutte contre le changement climatique. Comme pour toutes les nouvelles technologies, il est essentiel de bien prendre en considération ses effets potentiels sur l'environnement et la santé humaine.

I.1. Captage de CO₂

Les technologies de captage de CO₂ sont des grandes consommatrices d'énergie avec un coût d'exploitation important. Le coût d'exploitation et la consommation énergétique dépendent de la technologie de captage, de la composition des fumées et du volume de gaz à traiter.

Les stratégies principales de la capture de CO₂ se divisent en trois catégories : la capture post-combustion, la capture par oxy-combustion et la capture pré-combustion (figure I.2) [4].

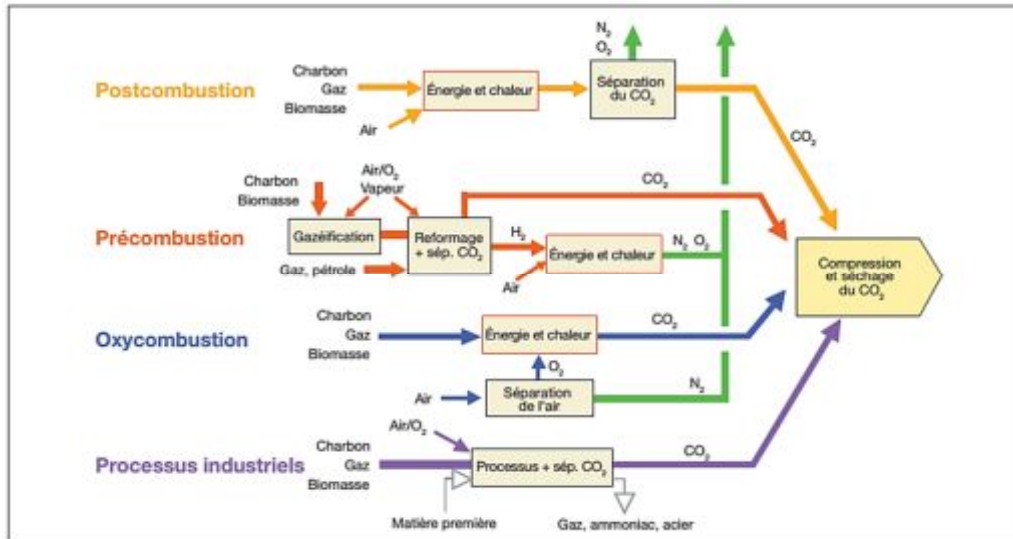


Figure I.2. Les stratégies principales de la capture de CO₂ [4].

I.1.1. Captage post-combustion

En post-combustion, le CO₂ est capté directement dans les fumées issues de la combustion du combustible primaire dans l'air. Le CO₂ à récupérer est dilué entre 4 % vol et 14 % vol selon que les fumées proviennent d'une centrale à cycles combinés au gaz naturel (*Natural Gas Combined Cycle* NGCC) ou d'une centrale à charbon pulvérisé [5].

Le principal avantage de cette solution est qu'elle s'adapte aux centrales existantes. Cependant, elle est coûteuse et très consommatrice d'énergie. En effet, le CO₂ est dilué dans de grandes quantités d'effluent, il faut donc beaucoup d'énergie pour atteindre les puretés supérieures à celles requises pour le transport et le stockage (>90 % vol).

Le procédé le plus développé actuellement pour le captage du CO₂ en post-combustion est l'absorption par des amines (Figure I.3).

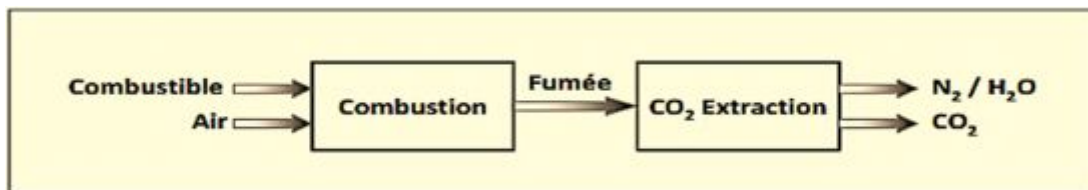


Figure I.3. Schéma d'un procédé de captage en post-combustion [3].

I.1.2. Captage pré-combustion

Le captage en pré-combustion consiste à séparer le CO₂ après l'étape de gazéification/reformage et avant la réaction de combustion. Pour cela, le combustible primaire est traité avec de la vapeur d'eau et de l'air pour produire un mélange constitué de CO et H₂ (gaz de synthèse).

La réaction du CO₂ avec la vapeur dans un deuxième réacteur donne d'avantage de H₂ et du CO₂ [6] (Figure I.4). Ces deux composés sont ensuite facilement séparés en un flux de H₂ qui peut être utilisé comme vecteur d'énergie (pile à combustible) et un flux de CO₂ facilement séparable grâce aux concentrations élevées de CO₂ (35 à 40% vol) et de la forte pression (supérieure à 20 bars).

La pré-combustion est adaptée aux centrales à cycle combiné avec gazéification intégrée (IGCC) [3].

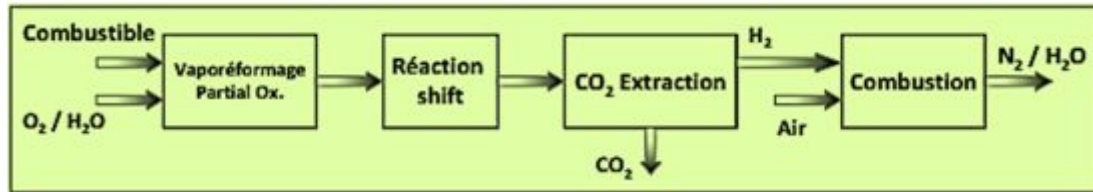


Figure I.4. Schéma d'un procédé de captage par pré-combustion [3].

I.1.3. Captage par oxy-combustion

En oxy-combustion, l'O₂ est utilisé à la place de l'air afin de faire la combustion du combustible primaire. L'effluent gazeux issu de cette réaction est constitué de vapeur d'eau et de CO₂. Par rapport à une combustion classique avec de l'air, la non présence de N₂ permet d'obtenir une concentration élevée en CO₂ supérieure à 80 % vol [7].

Cependant, la séparation de l'O₂ de l'air qui se fait par distillation cryogénique est un procédé très coûteux qui nécessite beaucoup d'énergie (Figure I.5) [8].

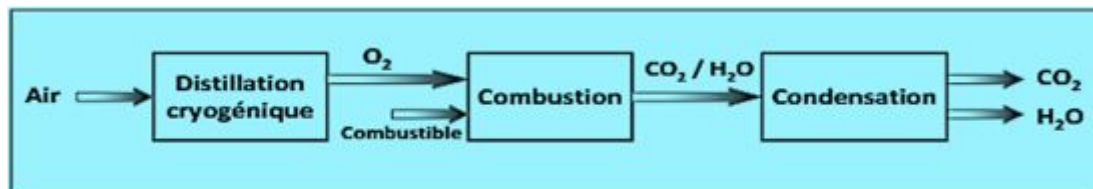


Figure I.5. Schéma d'un procédé de captage par oxy-combustion [3].

I.2. Procédé de séparation

Les techniques séparatives telles que l'absorption, l'adsorption, la séparation cryogénique et à membrane comportent chacune plusieurs avantages et inconvénients. Le choix de la technique séparative dépend de plusieurs considérations spécifiques, parmi lesquelles [2]:

- La composition de l'alimentation (% de CO₂) ;
- Les conditions d'alimentation (pression et température) ;
- La pureté visée du produit ;

- La présence ou l'absence des poussières ;
- La consommation énergétique.

I.2.1. Séparation par absorption

L'absorption est un procédé de dissolution ou de réaction chimique pendant lequel des molécules de gaz sont dissoutes dans un solvant. L'absorption de gaz acides en faible concentration (CO₂, NO_x, H₂S) avec des amines comme la monoéthanolamine (MEA) ou la diéthanolamine (DEA) est un procédé connu depuis longtemps dans l'industrie chimique [9].

L'adapter au captage du CO₂ issu des effluents de cheminée de centrale thermique est donc une solution envisageable puisque la concentration en CO₂ est faible. En effet, elle varie de 4% vol à 15% vol selon le type de centrale. Le solvant le plus utilisé pour cela de nos jours reste la MEA.

Le procédé est représenté sur la figure I.6. Il est constitué de deux colonnes, une pour l'absorption du CO₂ (l'absorbeur) et l'autre pour la régénération de la MEA (régénérateur ou colonne de stripping). La séparation du solvant et du CO₂ dans la colonne de régénération s'effectue grâce à une distillation obtenue par chauffage. Le solvant propre est ensuite recyclé dans la colonne d'absorption [2].

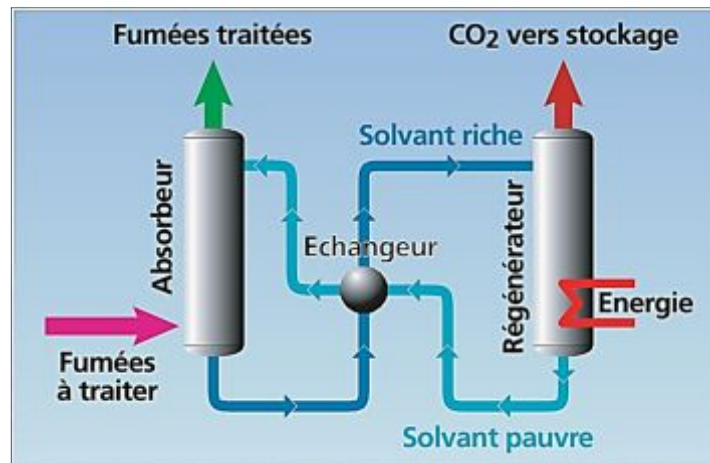


Figure I.6. Capture du CO₂ par absorption [1].

I.2.2. Séparation par adsorption

Le CO₂ des fumées est adsorbé sur de la roche poreuse de type charbon actif qui est régénérée par apport énergétique ou par baisse de pression.

Le captage par cycle calcium : il consiste à capter le CO₂ par de la chaux vive pour donner du calcaire. Le calcaire est ensuite chauffé, ce qui libère le CO₂ tout en redonnant de la chaux vive [2].

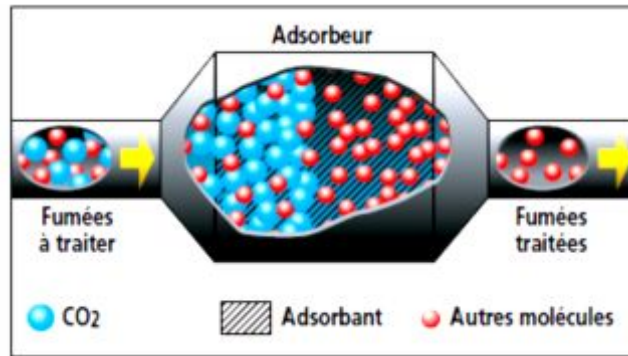


Figure I.7. Séparation du CO₂ par adsorption [1].

I.2.3. Séparation par distillation cryogénique

Avec plusieurs étapes de condensation et refroidissement, le CO₂ est séparé du gaz sous forme liquide ce qui est intéressant pour le transport. Les températures cryogéniques sont obtenues avec un cycle frigorifique de Joule-Thomson [10].

Cette technologie est utilisée dans l'industrie quand la concentration du CO₂ dans le gaz initial est supérieure à 90% vol, dans le domaine de la production d'ammoniac par exemple. La séparation cryogénique présente deux inconvénients majeurs : elle nécessite beaucoup d'énergie pour les étapes de refroidissement du gaz et certains composés comme les NO_x, les SO_x et l'eau doivent être enlevés.

Tuinier et al (2010) [11] ont développé un procédé de captage de CO₂ cryogénique utilisant des lits à garnissages. L'eau et le CO₂ sont séparés quand le point de rosée de l'eau puis le point de sublimation du CO₂ sont atteints. Ce procédé n'a besoin ni de solvant ni de forte pression. Mais il faut que la teneur en humidité dans le gaz d'alimentation soit réduite à cause du risque de formation de glace. Le coût de la réfrigération est le point le plus pénalisant pour ce procédé.

I.2.4. Séparation par membranaire

La technique Membranaire, est une technique de séparation par l'intermédiaire d'une couche mince de matière (membrane), considérée comme un agent séparant. Les substances de mélange peuvent traverser la membrane, fonction de sa perméabilité et de sa sélectivité.

Les opérations membranaires sont récemment explorées, en raison de certains avantages économiques par rapport aux technologies concurrentes de séparation dans les secteurs de séparation des gaz. Le CO₂ est récupéré dans le perméat (figure I.8) [12].

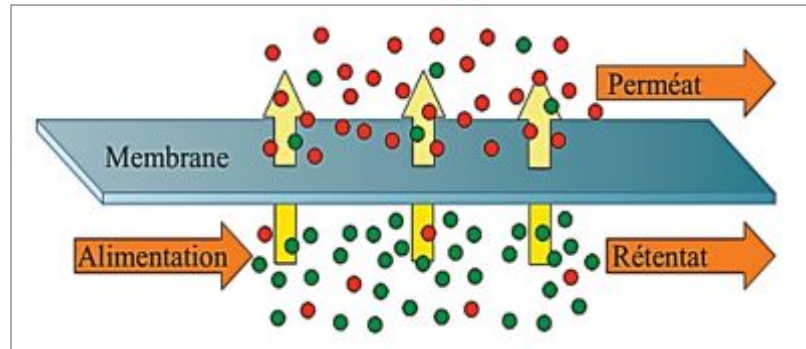


Figure I.8. Schéma simplifié du fonctionnement d'une membrane [13].

Les procédés membranaires pour le captage de CO₂ ne sont pas encore opérationnels. Un travail important de recherche doit être encore mené pour améliorer les performances et en particulier la sélectivité CO₂/N₂ [14-16].

Le Tableau I.1 compare les quatre méthodes de captage de CO₂ précédemment citées, en vue de leurs principales caractéristiques, leur efficacité ainsi que leur domaine d'application.

Tableau I.1. Comparaison les quatre méthodes de captage de CO₂ [2].

Technique	% de CO ₂ en alimentation	Pureté en CO ₂ (%)	Exigence énergétique
Absorption [17]	> 5	> 95	4 – 6 MJ.K _g CO ₂ ⁻¹
Adsorption [12]	> 10	75 – 90	5 – 8 MJ.K _g CO ₂ ⁻¹
Distillation cryogénique [12]	> 5	99,99	6 – 10 MJ.K _g CO ₂ ⁻¹
Membranaire [18]	> 15	80 – 95	0,5 – 6 MJ.K _g CO ₂ ⁻¹

La comparaison entre les différentes techniques montre que le captage par l'absorption et par la membrane représente les meilleurs coûts énergétiques. Le coût énergétique de la séparation membranaire évolue en fonction de la pureté en CO₂ demandée.

Pour entrer dans la gamme de pureté en CO₂ de l'absorption (>95%), la membrane demande à peu près la même exigence énergétique, alors que son application est limitée aux fumées plus riches en CO₂ (>15%). Le captage en postcombustion correspond aux fumées diluées (5-15% CO₂); notre choix porte donc sur la séparation par l'absorption.

I.3. Transport du CO₂

Le transport du CO₂ du lieu de captage vers le lieu de stockage est une phase délicate. Compte tenu des volumes à déplacer, les seules solutions pouvant être mises en place à grande échelle sont les gazoducs (pipelines) et les navires.

Dans le cas d'un transport maritime, les bateaux sont les mêmes que ceux utilisés dans le transport de gaz de pétrole liquéfié. Le CO₂ est transporté sous forme liquide à pression modérée et basse température. Pour le transport par gazoducs, le CO₂ est en phase supercritique maintenue par une pression importante [19].

I.4. Stockage du CO₂

Pour stocker le CO₂, on peut faire appel au stockage géologique, au stockage océanique (rejet direct dans la colonne d'eau de l'océan ou les fonds marins profonds) ou à la fixation industrielle du CO₂ dans des carbonates inorganiques.

I.4.1. Stockage géologique

Trois types de stockage géologique sont envisageables :

I.4.1.1. Stockage dans les gisements de pétrole et de gaz épuisés

Il s'agit d'une solution particulièrement intéressante. Si le CO₂ est injecté au stade de la production, on peut exploiter cette injection pour faciliter la récupération du pétrole.

Naturellement, le CO₂ qui s'échappe avec les fluides de production doit être récupéré et renvoyé vers le réservoir. On bénéficie ainsi du confinement naturel assuré par ce type de structures, qui ont piégé du pétrole ou du gaz pendant plusieurs millions d'années. Le potentiel mondial de cette forme de stockage, qui s'élève à quelque 920 Gt de CO₂ (1Gt = 109 tonnes = 1012 kg), permettrait de prendre en charge près de la moitié des émissions totales d'ici 2050.

I.4.1.2. Stockage dans les veines de charbon non exploitées

Le charbon adsorbe le CO₂ de préférence au méthane initialement présent. Ce mécanisme de piégeage permet aussi de récupérer le méthane, ce qui constitue un atout économique potentiellement intéressant. Le paramètre déterminant est la perméabilité de ce type de formations, qui est généralement très inférieure à celle des roches contenant des réservoirs d'hydrocarbures et du type d'aquifères adaptés au stockage du CO₂.

Un grand nombre de puits d'injection peut donc être nécessaire pour injecter des quantités de CO₂ importantes. Le potentiel de stockage est limité à quelque 40 Gt de CO₂

mais il pourra se révéler parfaitement adapté dans des cas tels que la récupération du CO₂ produit par les centrales au charbon [20].

I.4.1.3. Stockage dans les aquifères salins profonds

Les aquifères salins profonds ont le plus grand potentiel de séquestration du CO₂ (jusqu'à 10 000 Gt de CO₂). Le transport du CO₂ des réservoirs de pétrole ou de gaz a un coût associé et ainsi il peut être plus économique dans certains cas, de prendre avantage de l'utilisation des aquifères salins profonds pour la séquestration du CO₂ [21]. Les aquifères profonds ont un grand potentiel de stockage; Néanmoins, ils ont tout simplement un coût associé à l'injection avec aucun avantage économique de la production d'hydrocarbures amélioré [22].

Les procédés d'injection de CO₂ et de la migration dans les milieux poreux, et la séquestration de CO₂ dans l'espace des pores dépendent de la perméabilité relative de CO₂, le système d'eau de formation et le caractère de la pression capillaire du CO₂.

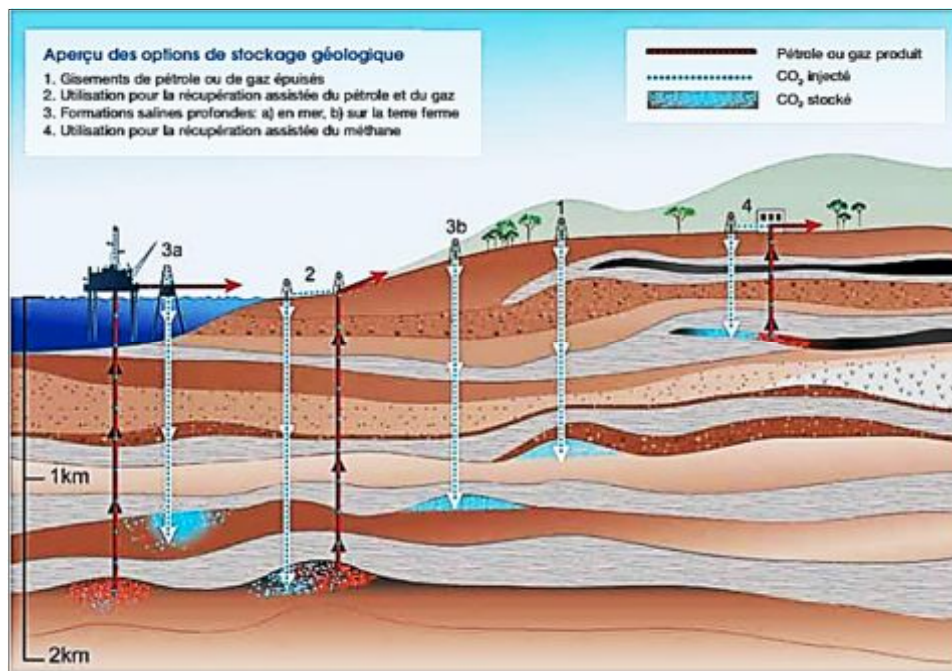


Figure I.9. Méthodes de stockage du CO₂ dans des formations géologiques profondes [4].

I.4.2 Stockage océanique

Le stockage dans les océans pourrait se faire de deux façons: en injectant et en dissolvant le CO₂ dans la colonne d'eau (en général à une profondeur supérieure à 1 000 m) grâce à un gazoduc fixe ou à un navire en mouvement, ou en le déposant au fond de l'océan grâce à un gazoduc fixe ou à une plate-forme en mer, à une profondeur supérieure à 3 000 m,

où le CO₂, plus dense que l'eau, devrait former un «lac» qui retarderait sa dissolution dans le milieu ambiant (voir la figure I.10).

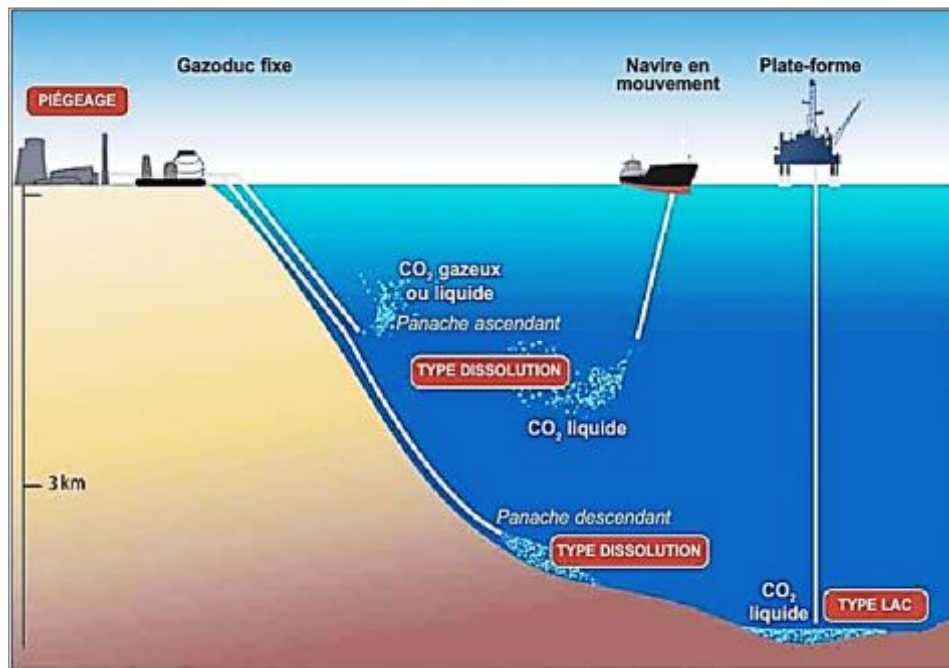


Figure I.10. Aperçu des principes de stockage dans les océans [4].

Dans le stockage « de type dissolution », le CO₂ se dissout rapidement dans l'eau de l'océan, tandis que dans le stockage « de type lac », il forme initialement un liquide au fond de l'océan.

I.4.3. Minéralisation

Il est possible de fixer le CO₂ avec des oxydes d'alcalins ou d'alcalino-terreux (par exemple les oxydes de magnésium ou de calcium) qui se trouvent à l'état naturel dans des roches silicatées (comme la serpentine ou l'olivine). La réaction chimique donne du carbonate de magnésium ou du carbonate de calcium. Les quantités d'oxydes métalliques présents dans la croûte terrestre sont supérieures aux quantités nécessaires pour fixer tout le CO₂ anthropique. Ce procédé offre la possibilité de stocker le CO₂ quasi définitivement et en sécurité [23]. Mais il s'agit d'un processus très lent qui doit être accéléré pour qu'il soit considéré comme une méthode de stockage de CO₂ [4].

Qu'importe le site ou le moyen de stockage, le gaz doit être fortement concentré en CO₂. Une pureté supérieure à 90% vol est préconisée. En général, le CO₂ présent dans les fumées de centrale est dilué parmi les autres gaz (de 4% vol à 15% vol).

Le procédé de captage doit donc permettre de concentrer fortement le CO₂ afin qu'il puisse être stocké dans de bonnes conditions.

Références bibliographiques

- [1] **J. Varet**, « La capture et le stockage géologique du CO₂ », Les enjeux des Géosciences, (2005).
- [2] **A. Ahmadi**, « Modélisation de l'absorption réactive multi constituant : application au traitement des gaz acides par des solvants aux alcanolamines », thèse de doctorat, Institut National Polytechnique de Toulouse (INP Toulouse), pp 5-11, (2011).
- [3] **I. Ben Attouche Sfaxi**, « Étude thermodynamique d'un procédé de captage du CO₂ par formation d'hydrates appliqué aux fumées de postcombustion », École Nationale Supérieure des Mines de Paris, (2011).
- [4] **B. Metz, O. Davidson, H. Coninck, M. Loos et L. Meyer**, « Résumé sur le Piégeage et le Stockage du Dioxyde de Carbone », GIEC, Cambridge University Press, Cambridge United Kingdom and New York, USA, pp 442, (2005).
- [5] **J.M. Amman**, « Etude de procédés de captage de CO₂ dans les centrales thermiques », Thèse de Doctorat, Ecole des Mines de Paris, pp 188, (2007).
- [6] **H. Yang et al**, « Progress in carbon dioxide separation and capture: A review Journal of Environmental Sciences 20 », pp 14–27, (2008).
- [7] **J.C.M. Pires, F.G. Martins, M.C. Alvim-Ferraz et M. Simoes**, « Recent developments on carbon capture and storage: an overview, Chemical engineering research and design », 89, pp 1446-1460, (2011).
- [8] **Y. Zhu, S. Legg, et C.D. Laird**, « Optimal design of cryogenic air separation columns under uncertainty », Comput. Chem. Eng, (2010), pp 1002-1007.
- [9] **M.E. Majchrowicz, D.W.F. Brilman, et M.J. Groeneveld**, « Precipitation regime for selected amino acids salts for CO₂ capture from flue gases », Energy Procedia, pp 979-984, (2009).
- [10] **I. Pfaff et A. Kather**, « Comparative thermodynamic analysis and integration issues of CCS steam power plants based on oxy-combustion with cryogenic or membrane based air separation », Energy Procedia, 1, pp 495-502, (2009).
- [11] **M.J. Tuinier, M.V. Annaland, G.J. Kramer et J.A.M. Kuipers**, « Cryogenic CO₂ capture using dynamically operated packed beds », Chem. Eng. Sci., 65, pp 114-119, (2010).
- [12] **A. Brunetti, F. Scura, G. Barbieri et E. Drioli**, « Membrane technologies for CO₂ separation », Journal of Membrane Science, 359, pp 115-125, (2010).
- [13] **C.H. Nicolas**, « Captage du CO₂ par procédé membranaire : application au transport

- routier. Alimentation et Nutrition », Université Claude Bernard - Lyon I, (2011).
- [14] **E. Favre et H.F. Svendsen**, « Membrane contactors for intensified post-combustion carbon dioxide capture by gas-liquide absorption processes », *Journal of Membrane Science*, 407-408, pp 1-7.
- [15] **R. Bounaceur, C. Castel, S. Rode, D. Roizard et E. Favre**, « Membrane contactors for intensified post combustion carbon dioxide capture by gas-liquid absorption in MEA: A parametric study, *Chemical engineering research and design* », 90, pp 2325-2337, (2012).
- [16] **E. Chabanon, D. Roizard et E. Favre**, « Modeling strategies of membrane contactors for post-combustion carbon capture: A critical comparative study, *Chemical Engineering Science* », 87, pp 393-407, (2013).
- [17] **E. Favre**, « Carbon dioxide recovery from post-combustion processes: Can gas permeation membranes compete with absorption », *Journal of Membrane Science*, Volume 294, Issue 1-2, 50-59, (2007).
- [18] **R. Bounaceur, N. Lape, D. Roizard, D. Vallieres et E. Favre**, « Membrane processes for post-combustion carbon dioxide capture: A parametric study », *Energy* 31, pp 2220, (2006).
- [19] **M. Simond**, « Etude des interactions moléculaires dans les solvants d'intérêt pour le captage des gaz acides », Université Blaise Pascal U.F.R. Sciences Et Technologies Ecole Doctorale Des Sciences Fondamentales, pp 6-11, (2013).
- [20] **L. Zhaowen, S. L. Dong, et S. Huang**, « CO₂ sequestration in depleted oil and gas reservoirs-cap-rocks characterization and storage capacity », *Energy Conversion and Management* 47 (11-12), pp 1372-1382, (2006).
- [21] **B. Bennion, et S. Bachu**, « Relative Permeability Characteristics for Supercritical CO₂ Displacing Water in a Variety of Potential Sequestration Zones in the Western Canada Sedimentary Basin ». SPE 95547, proceedings of the SPE Annual Technical Conference and Exhibition, Dallas, Texas, U.S.A, 9-12, (2005).
- [22] **S. Bachu**, « Carbon dioxide storage capacity in uneconomic coal beds in Alberta, Canada: Methodology, potential and site identification », *International Journal of Greenhouse Gas Control*, pp 374-385, (2007).
- [23] **D.J. Allen et G.F. Brent**, « Sequestering CO₂ by mineral carbonation stability against acid rain exposure », *Environ. Sci. Technol.*, 44, pp 2735-2739, (2010).

Chapitre II

**Transfert de matière avec et sans réaction
chimique**

Chapitre II

Transfert de matière avec et sans réaction chimique

Introduction

Les normes environnementales concernant les rejets atmosphériques nécessitent des unités de captage des polluants atmosphériques plus performantes et conduisent à une hausse des exigences de séparation.

Face à l'intérêt grandissant envers l'absorption, en raison de sa performance et de sa facilité d'intégration aux installations existantes, les articles concernant le dimensionnement et la modélisation de cette opération se sont multipliés depuis une trentaine d'années.

Le but de ce chapitre est de résumer les aspects théoriques du transfert de matière gaz-liquide.

II.1 Transfert de matière gaz-liquide

II.1.1. Introduction

De nombreux auteurs ont déjà apporté leur contribution à la compréhension des phénomènes de transfert à l'interface. Dans cette section nous allons nous intéresser à quelques modèles d'absorption sans et avec réaction chimique, mis au point pour décrire le transfert au voisinage d'une interface. Nous présenterons brièvement les différents modèles en indiquant les hypothèses sur lesquelles ils s'appuient [1].

II.1.2. Equilibres gaz-liquide

La solubilisation d'un gaz dans un liquide est la résultante d'un ensemble de forces électrostatiques s'exerçant entre le soluté et la solution. Plus ces forces d'attraction sont importantes, plus la solubilité est grande. Les interactions intermoléculaires mises en jeu sont des interactions de type Van Der Waals, ioniques et celles intervenant dans la formation de liaisons hydrogènes. D'un point de vue expérimental, l'équilibre de partage gaz-liquide d'une espèce en solution suit un comportement non linéaire comme le montre la figure II.1.

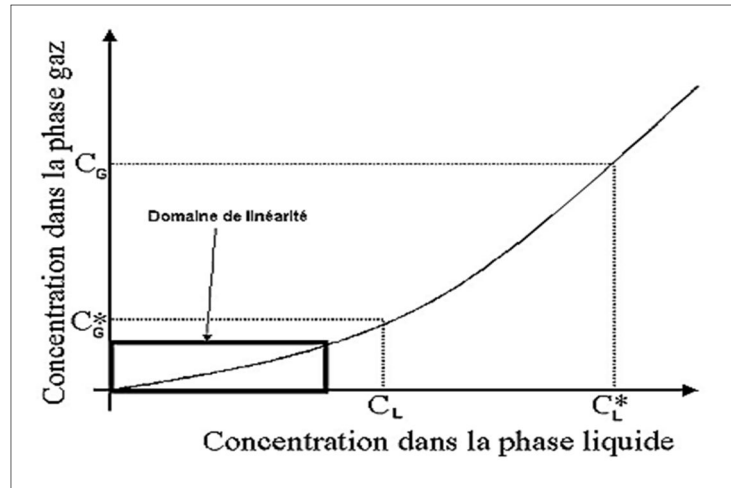


Figure II.1. Isotherme de partage d'un composé entre la phase gaz et la phase liquide [2].

Henry a remarqué une quasi-linéarité de ses résultats à faible concentration ($x < 0,01$), et a proposé une expression empirique introduisant un paramètre expérimental H :

$$y \cdot P = p^* = H \cdot x \quad (\text{II. 1})$$

p^* : Pression partielle du soluté en équilibre avec un liquide de titre x en soluté (Pa)

Raoult propose ensuite le modèle de la solution idéale, modèle dans lequel l'équilibre gaz-liquide est représenté par la relation suivante (avec un état de référence composé pur) :

$$p^* = x \cdot P^{sat} \quad (\text{II. 2})$$

P^{sat} : Pression de vapeur saturante du soluté à température donnée (Pa).

Dans la littérature, de nombreuses valeurs de constantes de Henry sont rencontrées avec des définitions variables :

$$H = \frac{y}{x} \cdot P \quad (\text{Pa}) \quad (\text{II. 3})$$

$$H' = \frac{p^*}{C_L} \quad (\text{Pa} \cdot \text{m}^3 \cdot \text{mol}^{-1}) \quad (\text{II. 4})$$

$$H'' = \frac{C_G}{C_L} \quad (-) \quad (\text{II. 5})$$

C_G : Concentrations molaires ou massiques en phase gaz ($\text{mol} \cdot \text{m}^{-3}$ ou $\text{g} \cdot \text{L}^{-1}$)

C_L : Concentrations molaires ou massiques en phase liquide ($\text{mol} \cdot \text{m}^{-3}$ ou $\text{g} \cdot \text{L}^{-1}$)

La connaissance des masses molaires et volumiques de la phase liquide et de la phase gaz et l'utilisation de la loi des gaz parfaits, permet de convertir les différentes expressions de H . L'équilibre thermodynamique gaz-liquide est fortement dépendant de la température. Les constantes de la loi de Henry suivent une loi de type Arrhenius.

A l'interface, les concentrations sont à l'équilibre et suivent la loi de Henry (équation II.1), à savoir qu'il y a proportionnalité entre la concentration du composé A dans la

phase gazeuse et la concentration de A dissoute dans la phase liquide. La constante de Henry dépend de la température selon une loi expérimentale [2].

$$\ln(H) = A_{Arr} \cdot \exp\left(-\frac{B_{Arr}}{RT}\right) \quad (II. 6)$$

A_{Arr}, B_{Arr} : Constantes expérimentales (—)

R : Constante des gaz parfait ($8.31441 \text{ J.mol}^{-1}.\text{K}^{-1}$)

T : Température absolue (K)

Dans le paragraphe suivant les différents modèles de transfert de matière en régime permanent et en régime transitoire sont mis en évidence.

II.2. Transfert de matière sans réaction chimique

II.2.1. Théories du transfert entre phases en régime permanent

Théorie du double-film

Whitman (1923) [3] considère que la résistance au transfert est localisée aux voisinages de l'interface des phases. La diffusion moléculaire a ainsi lieu sur une épaisseur de δ_L (en phase liquide) et sur une épaisseur de δ_G (en phase gazeuse) aux proximités de l'interface (Figure II.2).

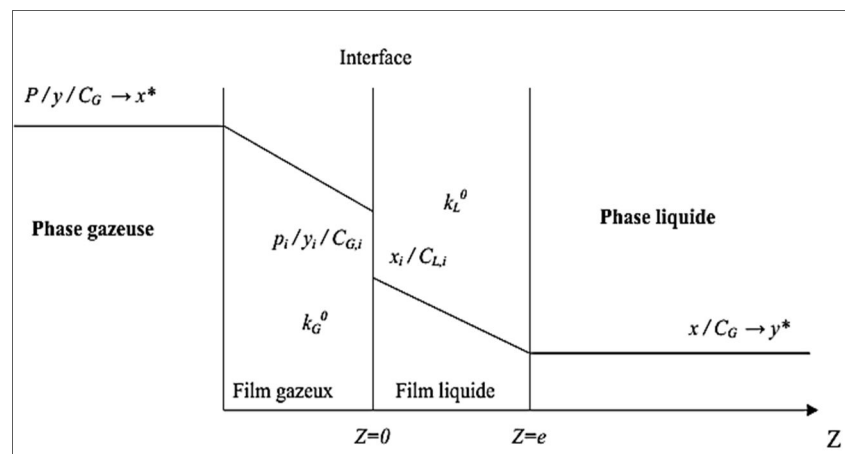


Figure II.2. Modèle du double-film (phase liquide réactive) [2].

x_i, y_i : Fractions molaires à l'interface (—)

k_G^0, k_L^0 : Coefficients de transfert de matière côté film gazeux et liquide ($\text{kmol.m}^2.\text{s}^{-1}$)

Les hypothèses de la théorie du double-film sont :

- Le transfert s'effectue en régime permanent ;
- La diffusion est unidirectionnelle et perpendiculaire par rapport à l'interface ;
- Les phases sont de concentrations constantes en dehors du double film ;
- Le transfert de matière est dit diffusionnel dans le film ;

- Les phases liquide et gazeuse à l'interface sont à l'équilibre et suivent la loi de Henry.

Ce modèle se base sur les relations suivantes :

- **la loi de Fick dans le film coté gaz :**

$$\varphi = \frac{D_{A,G}}{\delta_G \cdot R \cdot T} (p - p_i) = k_G (C_G - C_{G,i}) \quad (\text{II. 7})$$

- **La loi de Fick dans le film coté liquide :**

$$\varphi = \frac{D_{A,L}}{\delta_L} (C_{L,i} - C_L) = k_L (C_{L,i} - C_L) \quad (\text{II. 8})$$

- **L'équilibre thermodynamique à l'interface :**

$$C_{G,i} = H'' \cdot C_{L,i} \quad (\text{II. 9})$$

φ : Flux molaire de matière ($\text{mol} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$)

$D_{A,G}, D_{A,L}$: Coefficients de diffusion du soluté en phase gaz et liquide ($\text{m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$)

k_G, k_L : Coefficients locaux de transfert de matière ($\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$)

II.2.2 Théorie du transfert entre phases en régime transitoire

II.2.2.1. Théorie de la pénétration de Higbie

Au contraire de la théorie du double film, la théorie de la pénétration de Higbie (1935) [4] postule que la capacité de la sous-couche ou film laminaire n'est pas toujours négligeable vis-à-vis de la masse du fluide. Dans ce cas, le phénomène de transfert est non stationnaire.

Dans cette théorie, on suppose que les tourbillons amènent des éléments de fluide à l'interface où ils sont « exposés » à la seconde phase pendant un temps de contact déterminé, puis remélangés dans la masse du fluide. L'équilibre est atteint instantanément à l'interface et un processus de diffusion non stationnaire prend place dans ces éléments pendant le temps de contact t (Figure II.3).

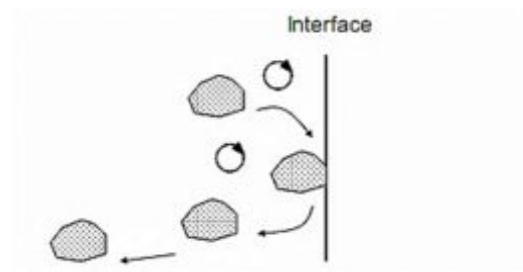


Figure II.3. Théorie de la pénétration de Higbie [5].

Le flux transféré dépend du temps de contact t et il est écrit :

$$N = \frac{1}{t} \int_0^t N(t) \cdot dt \quad (\text{II. 10})$$

L'expression du coefficient de transfert de matière à la base de la théorie de la pénétration est :

$$k_{i-phase} = 2 \sqrt{\frac{D_{i-phase}}{\pi t}} \quad (II.11)$$

II.2.2.2. Théorie du renouvellement de surface de Danckwerts

Danckwerts (1970) [6] a revu la théorie de Higbie et propose un modèle basé sur le renouvellement de l'interface par des paquets de fluide issus du sein du fluide. L'interface est constituée d'une mosaïque d'éléments dont le temps d'exposition n'est pas constant. Pour résumer, Danckwerts suppose que la probabilité de remplacement d'un élément de surface participant à l'échange est indépendante de la durée de son séjour à l'interface. L'expression du flux de matière transféré est donnée par la relation.

$$\varphi = (C_{L,i} - C_L) \cdot \sqrt{D \cdot \mathcal{S}} \quad (II.12)$$

Ce qui donne le coefficient de transfert :

$$k_L = \sqrt{D \cdot \mathcal{S}} \quad (II.13)$$

Où \mathcal{S} [s^{-1}] désigne la fréquence de remplacement ou renouvellement des éléments de la surface.

II.2.3. Expression du transfert de matière global

En reprenant les forces motrices, traduisant l'écart global à l'équilibre [7] :

$$\varphi = K_L (C_L^* - C_L) = K_G (C_G - C_G^*) \quad (II.14)$$

K_L, K_G : Coefficients globaux de transfert de matière ($m \cdot s^{-1}$)

C_L^*, C_G^* : Concentrations de la phase (liquide ou gaz) en équilibre thermodynamique avec une autre phase ($mol \cdot m^{-3}$).

Et en utilisant l'aire interfaciale, la quantité globale de polluant transférée $d\phi$ pour un petit élément de volume dV peut être exprimée :

$$d\phi = a^\circ \cdot \varphi \cdot dV \quad (II.15)$$

Soit :

$$d\phi = a^\circ \cdot K_L \cdot (C_L^* - C_L) \cdot dV \quad (II.16)$$

$$d\phi = a^\circ \cdot K_G \cdot (C_G - C_G^*) \cdot dV \quad (II.17)$$

a° : Aire interfaciale volumique d'échange par unité de volume de la colonne ($m^2 \cdot m^{-3}$)

V : Volume de colonne (m^3)

$d\phi$: Flux global de transfert de matière ($mol \cdot s^{-1}$).

D'autre part, le double film se comporte comme s'il était constitué de deux résistances de transfert. Les équations précédentes permettent d'écrire les relations entre les coefficients globaux et partiels de transfert de matière selon les formes simplifiées suivantes :

$$\frac{1}{K_L} = \frac{1}{k_L} + \frac{1}{H''k_G} \quad (II.18)$$

$$\frac{1}{K_G} = \frac{1}{k_G} + \frac{H''}{k_L} \quad (II.19)$$

En combinant les équations, la relation qui s'en suit est :

$$d\phi = \frac{a^\circ}{\frac{1}{k_L} + \frac{1}{H''k_G}} \cdot \left(\frac{C_G^*}{H''} - C_L \right) \cdot dV \quad (II.20)$$

$$d\phi = \frac{a^\circ}{\frac{1}{k_G} + \frac{H''}{k_L}} \cdot (C_G - H''C_L^*) \cdot dV \quad (II.21)$$

Cette expression montre que le transfert de matière de la phase gaz vers la phase liquide est favorisé par :

- Une grande aire interfaciale a° ;
- Une constante de Henry H'' faible ;
- Un coefficient de transfert de matière local k_L élevé dans le film liquide ;
- Un coefficient de transfert de matière local k_G élevé dans le film gazeux.

II.3. Transfert de matière avec réaction chimique

Considérons un système gaz-liquide contenant un soluté gazeux A qui réagit de façon irréversible avec un réactif liquide B selon la réaction [7] :



La vitesse de consommation de l'espèce A dans la phase liquide est de la forme :

$$r_A = k_{mn} [C_A]^m [C_B]^n \quad (II.23)$$

Le terme k_{mn} est la constante cinétique de la réaction chimique.

Le flux spécifique d'absorption avec réaction chimique s'écrit :

$$\Phi = a^\circ \cdot \varphi = a^\circ \cdot k_G \cdot (P_A - P_{A,i}) \quad (II.24)$$

$$\Phi = a^\circ \cdot E \cdot k_L \cdot (C_{A,i} - C_{A,0}) \quad (II.25)$$

Où le facteur d'accélération E est défini par :

$$E = \frac{\text{flux moyen d'absorption dans un liquide en présence de réaction chimique}}{\text{Flux d'absorption physique (sans réaction chimique)}} \quad (II.26)$$

Il représente le rapport du flux transféré à l'interface avec réaction chimique sur le flux de matière transféré à cette même interface en absence de réaction chimique. Il est possible de définir un nombre adimensionnel nommé Hatta qui informe sur la compétition entre la vitesse de la réaction et la vitesse de diffusion dans le film liquide.

$$Ha = \frac{1}{k_L} \cdot \sqrt{\frac{2}{m+1} \cdot k_{mn} \cdot D_{A,L} \cdot C_{A,i}^{m-1} \cdot C_{B,0}^n} \quad (II.27)$$

Où $C_{A,i}$ est la concentration du soluté à l'interface gaz-liquide et $C_{B,0}$ est la concentration du réactif B dans le liquide. Le carré du nombre de Hatta traduit la quantité maximale de A qui pourrait réagir dans le film et la quantité maximale qui traverse l'interface gaz-liquide. Le facteur d'accélération instantanée E_i représente le rapport des diffusivités et des concentrations :

$$E_i = 1 + \frac{D_{B,L}}{j \cdot D_{A,L}} \frac{C_{B,0}}{C_{A,i}} \quad (II.28)$$

Les phénomènes de transfert de matière entrent en compétition avec la réaction chimique, ce qui entraîne des variations de E en fonction de Ha . Les valeurs de E peuvent être déduites de l'abaque représenté dans la figure II.4. Il s'agit d'une solution approchée des équations de bilans qui est valable pour une réaction d'ordre 2 ou complexe. Pour les équations du premier ou du pseudo-premier ordre, il existe des solutions particulières [8].

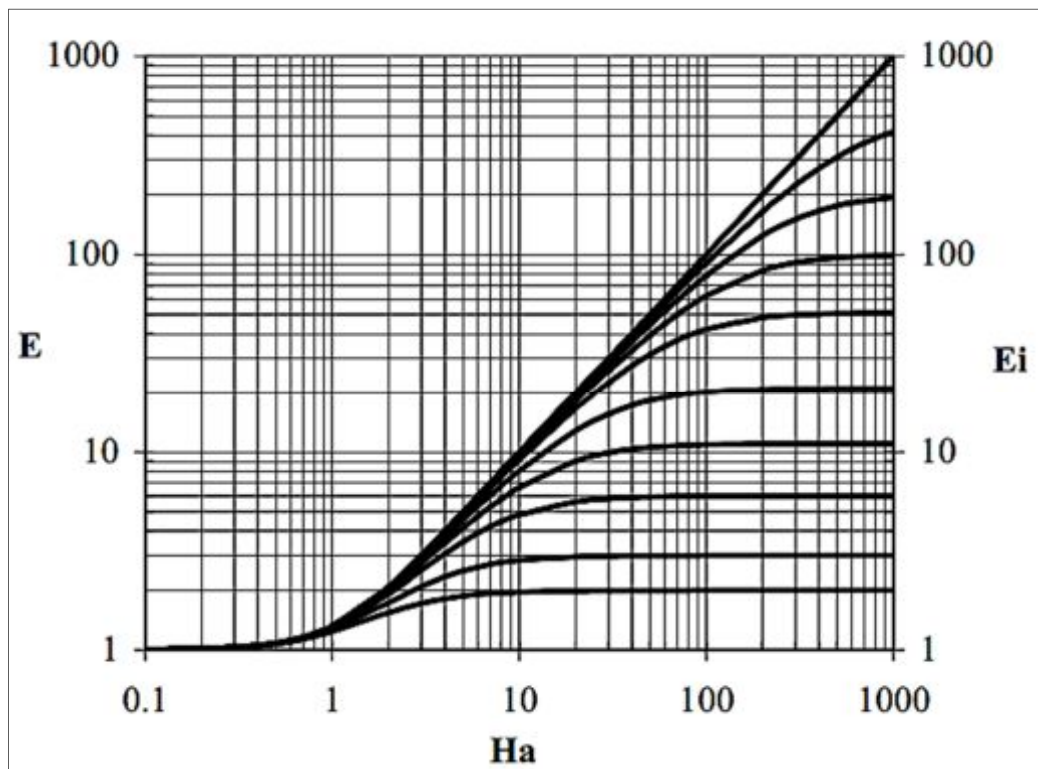


Figure II.4. Diagramme de Van Krevelen et Hoftijzer (1948) [9].

II.3.1. Régime de réaction lente ($Ha < 0,3$)

Dans ce cas, le phénomène de transfert peut être considéré comme une absorption physique suivie d'une réaction au sein du liquide. La constante cinétique et le nombre de Hatta sont faibles et le facteur E est très proche de l'unité. Si le gaz est constitué du composé A pur, le flux d'absorption est alors proportionnel à k_L et il est décrit selon la relation [7] :

$$\varphi = a^\circ \cdot k_L \cdot C_{A,i} \quad (11.29)$$

Cette relation signifie que le flux d'absorption dépend uniquement du transfert de matière à travers le film diffusionnel et permet de déterminer le coefficient k_L . a° Dans ce cas, l'échange est indépendant de l'hydrodynamique de la phase gazeuse.

II.3.2. Régime de réaction intermédiaire ($0,3 < Ha < 3$)

La réaction est assez rapide pour qu'une partie importante du gaz absorbée réagisse dans le film diffusionnel et au sein du liquide. Le facteur d'accélération est plus grand que l'unité. L'expression du flux d'absorption, pour une réaction irréversible d'ordre global égal à 2 et pour une résistance en phase gazeuse négligeable, est donnée par :

$$\varphi = a^\circ \cdot C_{A,i} \cdot \sqrt{D_{A,L} \cdot k_2 \cdot C_{B,0} + k_L^2} \quad (11.30)$$

Ce résultat est employé pour la détermination simultanée de l'aire interfaciale et du coefficient de transfert de matière [6].

II.3.3. Régime de réaction rapide ($Ha > 3$)

La réaction est rapide et a lieu uniquement dans le film. Le facteur d'accélération est nettement supérieur à 1. Le calcul de E se fait à l'aide de l'abaque de Van Krevelen et Hoftijzer [8]. La concentration en soluté A au sein du liquide est pratiquement nulle. Le flux s'exprime alors comme suit :

$$\varphi = a^\circ \cdot E \cdot k_L \cdot C_{A,i} \quad (11.31)$$

II.3.4. Réaction rapide du pseudo-premier ordre

La réaction étant rapide, le gaz dissout réagit entièrement dans le film diffusionnel. D'autre part, la concentration du réactif B est forte et la consommation est négligeable au point qu'il est possible de considérer la concentration du réactif B comme constante au sein du liquide et dans le film. La valeur de C_B est constante et sensiblement égale à $C_{B,0}$ au cours d'une expérience. Cela se traduit par la condition suivante [7] :

$$3 < Ha < \frac{E_i}{2} \quad (11.32)$$

Dans ce cas, il y a égalité entre Ha et E , et le flux d'absorption s'écrit :

$$\varphi = a^\circ \cdot C_{A,i} \cdot \sqrt{D_{A,L} \cdot k_2 \cdot C_{B,0}} \quad (11.33)$$

Ainsi, le flux d'absorption pour une réaction rapide du pseudo-premier ordre est indépendant du coefficient de transfert en phase liquide. Ce cas particulier sert de base à la détermination de l'aire interfaciale.

II.3.5. Réaction instantanée ($Ha > 3 \approx 10 \cdot E_i$)

Lorsque le nombre de Hatta vaut dix fois la valeur de E_i , le facteur d'accélération est égal à E_i . La vitesse de réaction est conditionnée par la diffusion des constituants A et B. Les valeurs de Hatta sont déterminées grâce à l'abaque de Van Krevelen et Hoftijzer. Le flux de matière est alors exprimé tel que [7] :

$$\varphi = a^\circ \cdot k_L \cdot C_{A,i} \cdot E_i = a^\circ \cdot k_L \cdot C_{A,i} \cdot \left(1 + \frac{D_{B,L}}{j \cdot D_{A,L}} \frac{C_{B,0}}{C_{A,i}} \right) \quad (11.34)$$

Lorsque la concentration et la pression du soluté A sont nulles au niveau de l'interface ($C_{A,i} = 0$ et $P_{A,i} = 0$), on est en présence d'une réaction instantanée de surface.

$$a^\circ \cdot k_G \cdot P_A < a^\circ \cdot k_L \cdot \frac{D_{B,L}}{j \cdot D_{A,L}} \cdot C_{B,0} \quad (11.35)$$

Dans ce cas, la résistance en phase gazeuse n'est pas négligeable et le flux d'absorption est entièrement déterminé par le transport de A à travers le film gazeux. Une simple mesure des concentrations dans la phase gazeuse permet de déterminer le coefficient de transfert côté film gazeux.

$$\phi = a^\circ \cdot k_G \cdot P_A \quad (11.36)$$

Ce régime de réaction instantanée de surface sert de base à la détermination par voie chimique du produit $a^\circ \cdot k_G$.

Références bibliographiques

- [1] **Y. Haroun**, « Etude du transfert de masse réactif Gaz-Liquide le long de plans corrugués par simulation numérique avec suivi d'interface », Institut National Polytechnique de Toulouse, (2008).
- [2] **T. Romuald**, « Absorption Physique de Composés Organiques Volatils par Pulvérisation d'Emulsion d'Huile dans l'Eau », INSA de Toulouse, Génie des Procédés et Environnement, (2008).
- [3] **W.G. Withman**, « A preliminary confirmation of the two-film theory of gas absorption », Chem. Met. Eng., 29, 146, (1923).
- [4] **R. Higbie**, « The rate of absorption of a pure gas into a still liquid during short periods of exposure », Tans. Am. Inst. Chem. Ing., Vol 31, 365, (1935).
- [5] **A. Ahmadi**, « Modélisation de l'absorption réactive multi constituant : application au traitement des gaz acides par des solvants aux alcanolamines », INP Toulouse, (2011).
- [6] **P. V. Danckwerts**, « Gaz-Liquid Reaction », McGraw-Hill New York, (1970).
- [7] **P. Trambouze**, « Les Réacteurs chimiques : conception, calcul, mise en œuvre », Paris Éditions Technip, (1984).
- [8] **M. Roustan et al**, « Transferts gaz-liquide dans les procédés de traitement des eaux et des effluents gazeux », Editions Tec & Doc, (2003).
- [9] **D.W. Van Krevelen, P.J. Hoftijzer**, « Kinetics of gas-liquid reactions », Recueils des travaux chimiques de Pays-Bas, 67, pp 563-586, (1948).

Chapitre III

Absorption de CO₂ par une solution de MEA

Chapitre III

Absorption de CO₂ par une solution de MEA

Introduction

L'absorption est l'opération unitaire dont le principe est basé sur le passage d'un ou de plusieurs constituants d'une phase gazeuse dans une phase liquide. Il s'opère des échanges (ou transferts) de matière entre une phase gazeuse et une phase liquide dont les compositions chimiques sont différentes. Ce transfert de matière mis en jeu s'effectue au sein de contacteurs gaz-liquide dans lesquels les deux phases sont mises en contact pour favoriser les échanges de matière.

Le dimensionnement de ces appareils repose sur un certain nombre de concepts fondamentaux qu'il est indispensable de rappeler ici, sans toutefois entrer dans les détails de certaines démonstrations qui ont fait par ailleurs l'objet de nombreuses publications. Les points suivants seront ainsi abordés [1]:

- Les différents types de contacteurs gaz-liquide ;
- Les concepts de base du transfert de matière gaz-liquide ;
- Les principes du dimensionnement des absorbeurs ;
- La mise en œuvre des absorbeurs à travers des études de cas.

L'absorption chimique consiste à absorber le CO₂ contenu dans les fumées dans un solvant caractérisé par une réaction chimique rapide et réversible. Les solvants chimiques les plus connus sont les solvants aqueux contenant une alcanolamine.

Parmi les amines, les amines primaires sont les plus utilisées pour les procédés de captage de CO₂ par leur grande réactivité avec le CO₂, qualité requise pour traiter des fumées à faible pression partielle de CO₂.

Dans ce chapitre, nous nous sommes intéressés à étudier l'absorption de CO₂ par une solution de MonoEthanolAmine (MEA) dans une colonne à garnissage.

III.1. Généralités sur l'absorption chimique

Dans de très nombreuses applications industrielles, l'absorption est accompagnée d'une réaction chimique : le gaz entre en réaction avec le liquide absorbant et donne une substance plus ou moins stable qui reste dans la solution ou qui peut précipiter. Cette réaction peut être instantanée ou se dérouler plus lentement; dans le premier cas, le gaz absorbé n'existe dans le liquide que sous la forme d'un corps composé.

L'absorption par réaction chimique est adoptée si [2]:

- La récupération du solvant n'exige pas une grande quantité d'énergie;
- Les constituants devant être séparés sont fortement acides et subissent une réaction thermique réversible avec le solvant;
- Les constituants à séparer à partir du mélange d'alimentation sont présents en faible concentration sous une basse pression.

III.1.1. Les alcanolamines

III.1.1.1. MonoEthanolAmine MEA

Parmi les solvants chimiques, les solutions d'alcanolamines sont les plus couramment utilisées dans les procédés d'absorption des gaz acides. Le gaz réagit chimiquement avec l'absorbant liquide pour former des complexes plus ou moins faiblement liés. La structure moléculaire des alcanolamines contient au moins un groupement hydroxyle (-OH) et un groupement amine (-NH₂); le groupement hydroxyle augmente la solubilité dans l'eau et diminue la pression de vapeur de la solution aqueuse et le groupement amine fournit l'alcalinité nécessaire en solution aqueuse pour assurer l'absorption des gaz acides H₂S et de CO₂.

La MonoEthanolAmine MEA et la DiGlycolAmine DGA, amines primaires, la DiEthanolAmine DEA, amine secondaire, et la MéthylDiEthanolAmine MDEA, amine tertiaire sont les amines les plus utilisées.

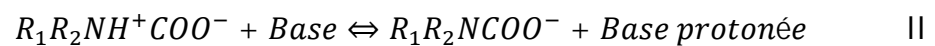
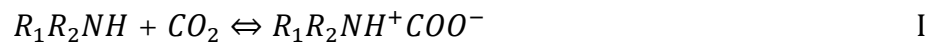
La MEA est l'amine la plus réactive avec un groupe éthanol lié à l'atome d'azote, elle réagit rapidement avec les gaz acides, et permet des séparations de grande qualité en terme de puretés de produits séparés. Cependant sa capacité d'absorption du dioxyde de carbone est relativement faible. Elle réagit irréversiblement avec le sulfure de carbone et le disulfure de carbone, CS et CS₂, en produits de dégradation.

La MonoEthanolAmine (MEA) constitue le solvant de référence pour le captage de CO₂ des fumées à pression atmosphérique. Cette amine primaire possède une cinétique

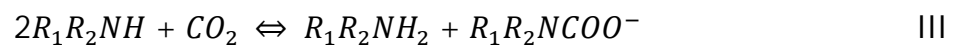
réactionnelle rapide facilitant l'absorption, mais sa régénération thermique est gourmande en énergie.

III.1.1.2. Mécanismes réactionnels

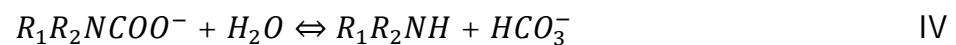
Dans ce qui suit nous noterons les amines primaires (MEA) sous la forme R_1R_2NH , où $R_1=H$ et $R_2=C_2H_4OH$ pour la MEA. Le mécanisme réactionnel d'absorption du CO₂ comprend la formation d'un *zwitterion* par la réaction I, $R_1R_2NH^+COO^-$, suivi d'une déportation par une base ou une molécule d'eau pour produire un ion carbamate stable $R_1R_2NCOO^-$ et une base protonée. La réaction I est rapide mais de vitesse finie, la réaction d'échange de proton II est considérée comme étant instantanée. Les réactions dans les amines primaires entraînent donc une dégradation par formation de sels stables, les carbamates [3].



La réaction globale est :



La réaction IV permet l'hydrolyse du carbamate et libère du bicarbonate. Cette réaction est lente.



La connaissance de cette théorie de l'absorption avec réaction est nécessaire à l'établissement du modèle du réacteur.

III.2. Contacteurs gaz – liquide

Une opération d'absorption gaz-liquide industrielle est, en général, effectuée en continu dans une colonne verticale où les fluides circulent à contre-courant. On trouvera sur la figure III.1 une représentation schématique des principaux types de contacteurs gaz-liquide. Ces derniers sont classés, de façon classique, en fonction de la rétention en liquide ε_L (volume de liquide par unité de volume de réacteur) [4]:

- Forte rétention : colonne à bulles, cuve agitée, jet immergé ;
- Rétention moyenne : colonnes à plateau et à garnissage ;
- Faible rétention : colonnes à film et à pulvérisation, venturi, éjecteur.

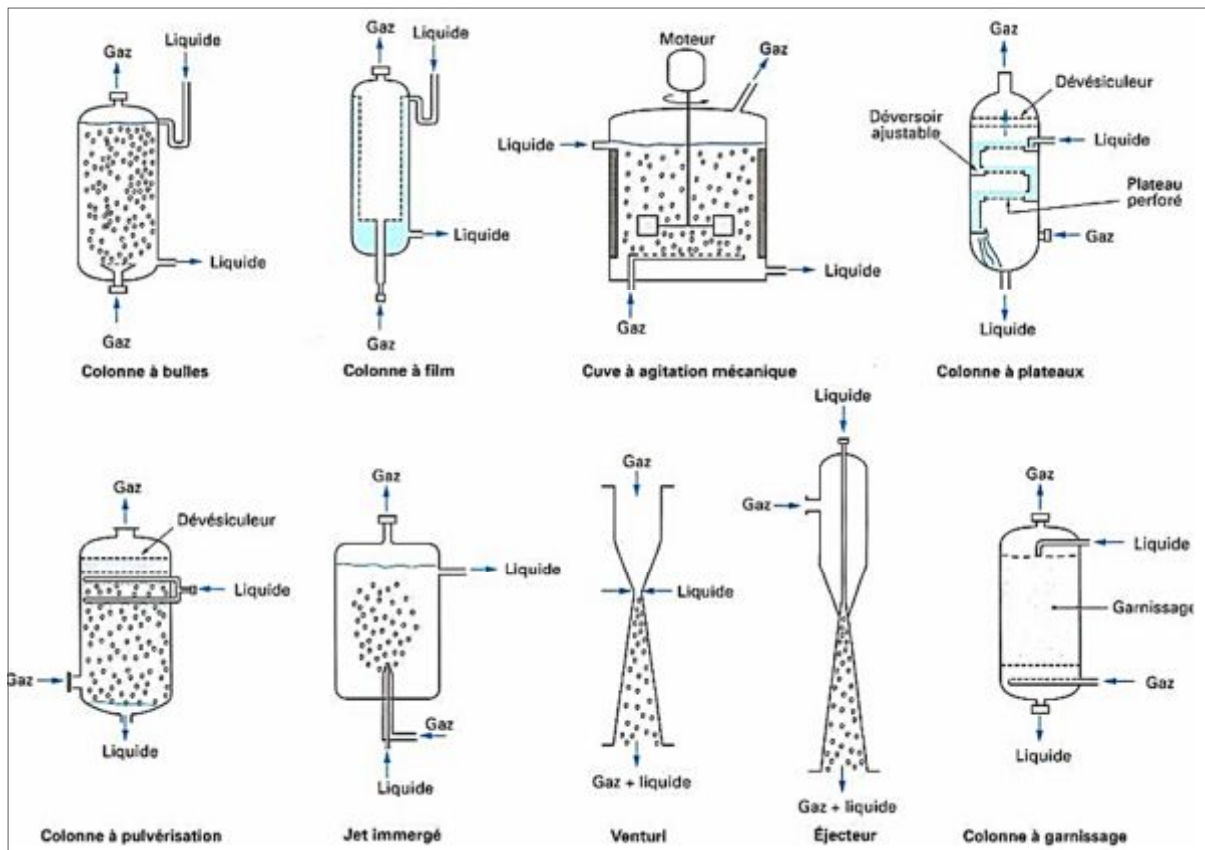


Figure III.1. Différents types de contacteurs gaz-liquide [4].

III.3. Etude d'une colonne à garnissages

La colonne à garnissage est sans doute le plus simple et le plus traditionnel des contacteurs gaz-liquide. En principe, il s'agit d'une colonne munie d'un plateau support, et remplie de garnissage de types très divers. Ces garnissages sont mis en place d'une manière aléatoire le plus fréquemment (figure III 2), parfois d'une manière ordonnée comme pour les gros anneaux *Raschig* ou *Pali*. Le liquide ruisselle par gravité le long de ce garnissage après avoir été distribué au moyen d'un plateau situé au sommet de la colonne. Le gaz circule généralement à contre-courant du liquide, quoique des réalisations à co-courant ou à courants croisés soient utilisées [5].

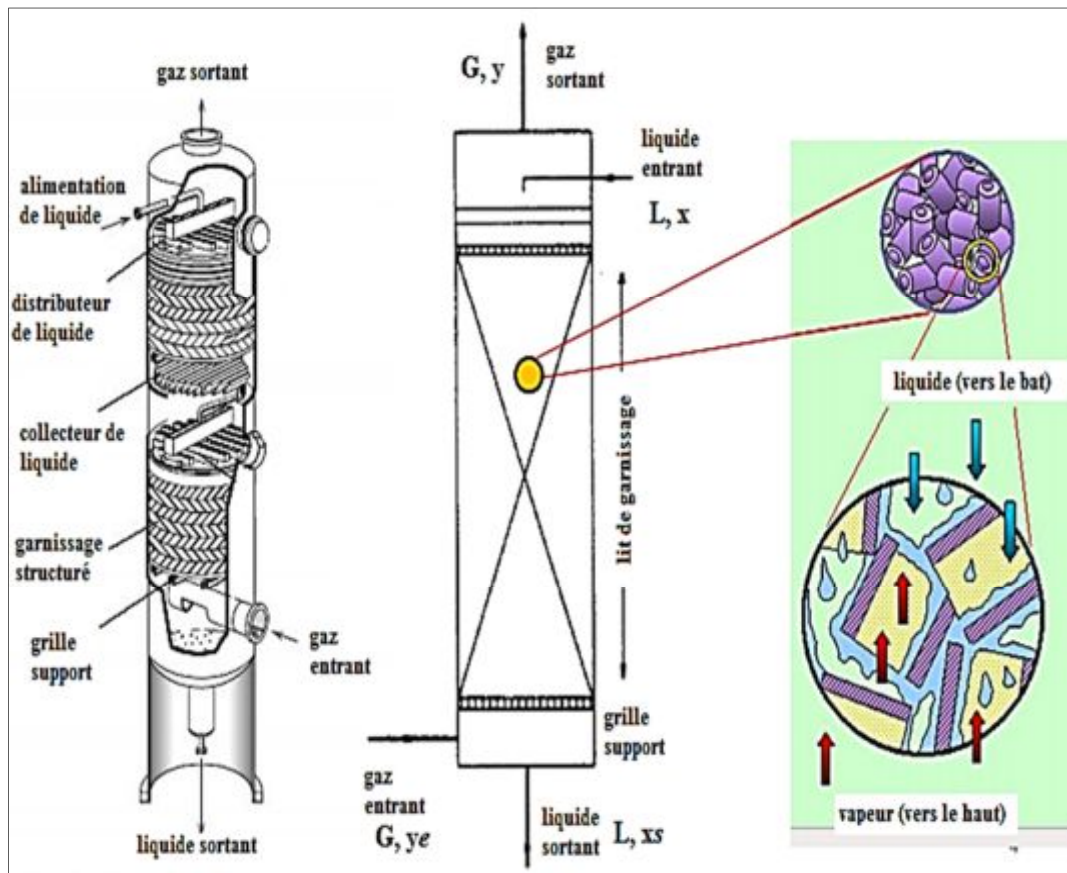


Figure III.2. Colonne à garnissage [6].

III.3.1. Divers types de garnissage

Au fil des années, les types de garnissage proposés par les fabricants ont fortement évolué et actuellement on en trouve une grande variété. On distingue trois grandes classes [7]:

- Les garnissages disposés en vrac ;
- Les garnissages ordonnés ou structurés ;
- Les grilles superposées.

Le choix du type de garnissage dépend d'un grand nombre de facteurs dont les principaux sont :

- Le prix du matériau;
- La résistance à la corrosion : elle impose souvent le choix d'éléments en verre, en inox, en graphite, en céramique ou parfois en métaux précieux;
- La surface spécifique : une grande surface accélère les échanges. Les pertes de charge sont généralement élevées lorsque la surface spécifique est grande;

Les dimensions des éléments jouent un rôle important. On choisira toujours des éléments de dimension uniforme pour éviter qu'ils ne s'emboîtent les uns dans les autres lorsqu'ils sont chargés en vrac.

Les colonnes à garnissage régulier sont intéressantes lorsque :

- Il y a beaucoup d'étages théoriques;
- Le taux d'arrosage (débit liquide par unité de section) est faible;
- Une très faible perte de charge est requise;
- Il y a de fortes variations dans la charge gazeuse.

Les colonnes à garnissage régulier coûtent très cher, et ne sont donc pas utilisées dans les autres cas.

Les colonnes à garnissage en vrac présentent le grand avantage de coûter moins cher (figure III.3). Elles sont donc utilisées toutes les fois que les exigences requises pour les autres types d'appareils n'existent pas [2].

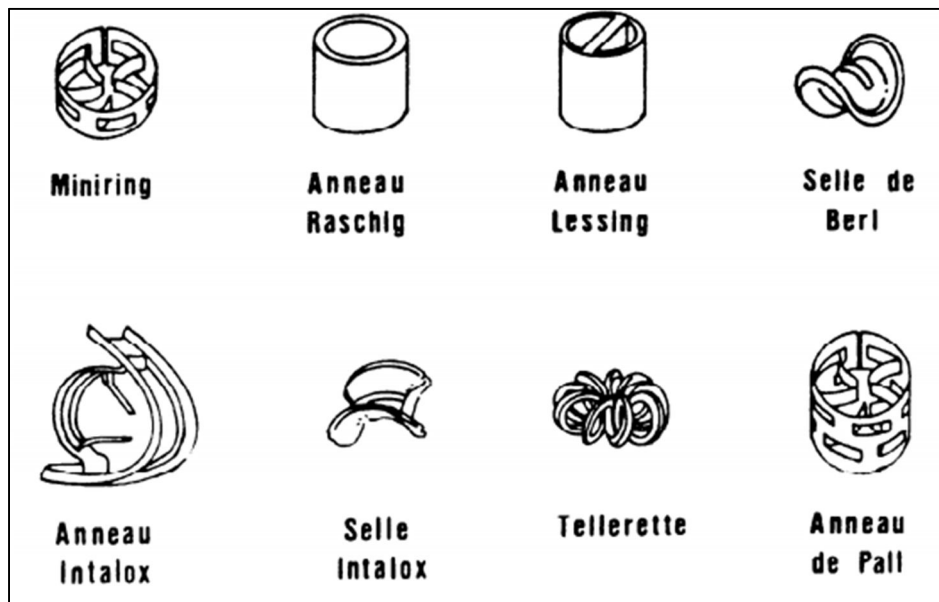


Figure III.3. Différents types de garnissage en vrac [5].

III.3.2. Ecoulement des fluides dans les garnisages [7]

III.3.2.1. Perte de charge

L'étude de l'écoulement de deux fluides à contre-courant à travers un lit de particules solides a fait l'objet de nombreux travaux. Si, dans une colonne à garnissage, le débit de gaz est augmenté progressivement en laissant fixe le débit de liquide, la perte de charge ΔP subie par le gaz croît. Pour un débit de liquide nul, la variation de la perte de charge ΔP en fonction du débit gazeux G peut être représentée par une droite en coordonnées logarithmiques (figure III.4).

Pour un débit de liquide donné, la variation a la même allure pour des débits gazeux assez faibles : bien que supérieure à celle obtenue en l'absence de liquide, la perte de charge

est sensiblement proportionnelle au carré de la vitesse du gaz. On a observé que dans ces conditions la rétention du liquide dans le remplissage est à peu près indépendante de G et dépend seulement du débit liquide L .

Pour une certaine valeur de G on observe un changement d'allure de la courbe représentant l'évolution de ΔP (point A sur la figure III.4) ; 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 du gaz. Cette discontinuité, parfois difficile à observer dans l'évolution de ΔP , correspond à ce qu'on appelle le point de charge de la colonne.

Quand on continue à augmenter G , la perte de charge augmente plus rapidement jusqu'à un deuxième point de discontinuité B, appelé point d'engorgement. Pour des valeurs de G encore plus élevées, le liquide ne peut plus s'écouler à travers le garnissage, une partie s'accumulant au sommet de la colonne. Le liquide tend alors à devenir la phase continue. Le débit G correspondant à l'engorgement est le débit maximal compatible avec un fonctionnement normal de l'installation. Inversement, pour des débits donnés, la connaissance des limites d'engorgement permet de calculer le diamètre à donner à une colonne remplie d'un garnissage déterminé. On travaille généralement au-dessus du point de charge, en se maintenant à environ 80% des conditions d'engorgement.

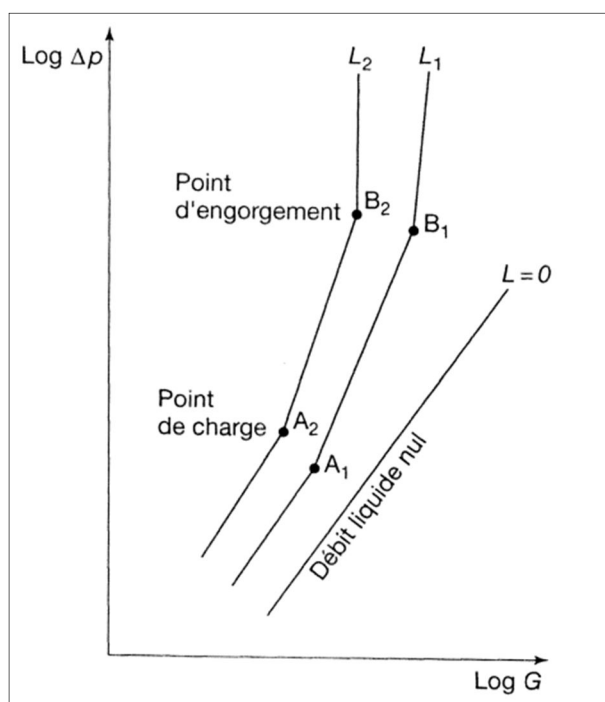


Figure III.4. Evolution de la perte de charge en fonction des débits gazeux et liquide dans une colonne à garnissage [7].

La variation de la perte de charge en dessous du point de charge à travers des lits d'anneaux *Raschig* ou *Pall*, ou de *selles* de *Berl* ou *Intalox* peut être calculée à l'aide de la formule empirique suivante, proposée par Leva (1953) [8] :

$$\Delta P = \alpha \times 10^{\beta L'} \times \frac{G'^2}{\rho_G} \quad (\text{Pa. m}^{-1} \text{ de hauteur garnie}) \quad (\text{III. 1})$$

Dans laquelle :

L' et G' : sont les débits massiques de liquide et de gaz par unité de surface de section droite de la colonne ($\text{Kg.s}^{-1}.\text{m}^{-2}$)

ρ_G : La masse volumique du gaz (Kg.m^{-3})

α et β : Constantes caractéristiques du garnissage (—)

La formule précédente a été établie à partir de résultats d'expériences réalisées avec de l'eau. Néanmoins on peut l'appliquer au cas d'autres liquides à condition d'être suffisamment en dessous du point de charge. Entre le point de charge et l'engorgement, la formule donne logiquement des valeurs trop faibles.

III.3.2.2. Capacité de garnissage

En ce qui concerne la prévision des limites d'engorgement, un certain nombre de corrélations empiriques ont été proposées. Les plus utilisées sont dérivées de celle établie par Sherwood et al dès 1938 [9] pour des garnissages d'anneaux en vrac, et reprise par Eckert (1970) [10]. Cette corrélation permet le calcul de la vitesse du gaz à l'engorgement à l'aide d'une relation graphique entre les deux groupes :

$$A = \frac{U^2 \times a_p \times \psi}{g \varepsilon^3} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right) \mu_L^{0.2} \quad \text{et} \quad B = \frac{L}{G} \sqrt{\frac{\rho_G}{\rho_L}} \quad (\text{III. 2})$$

Dans lesquels les termes ont les significations suivantes :

U : Vitesse du gaz à l'engorgement dans la colonne supposée vide (m.s^{-1})

a_p : Surface spécifique du garnissage (m^{-1})

g : Accélération de la pesanteur (m.s^{-2})

ε : Fraction de vide du garnissage (—)

L : Débit massique de liquide (kg.s^{-1})

G : Débit massique de gaz (kg.s^{-1})

μ_L : Viscosité du liquide (cPo)

$\psi = \frac{\rho_{H_2O}}{\rho_L}$: Terme correctif pour les liquides visqueux de densité différente de celle de l'eau.

La relation entre les groupes A et B est exprimé par la courbe d'engorgement sur la figure III.5. On y trouve également des courbes qui donnent la perte de charge par mètre de hauteur garnie. La zone hachurée entre les deux courbes en pointillé correspond à la région du point de charge défini précédemment.

Ces courbes peuvent être représentées sous forme d'équations :

Relation d'engorgement :

$$\ln(A_e) = 0,1117 - 4,012 \times B^{0,25} \quad (III. 3)$$

Perte de charge :

$$\frac{\Delta P}{Z} = 98 \frac{A}{A_e} \left[K_1 + K_2 \frac{A}{A_e} \right] \quad (\text{Pa. m}^{-1}) \quad (III. 4)$$

Avec :

$$K_1 = 21,79 - 36,19 \times B^{0,25} + 16,60 \times B^{0,5} \quad (III. 5)$$

$$K_2 = 7,0 + 10,30 \times B^{0,25} - 10,36 \times B^{0,5} \quad (III. 6)$$

Une corrélation intéressante est celle de Billet et al (1987) [11], applicable aussi bien aux garnissages en vrac qu'aux structurés ; elle prend en compte la rétention en liquide ε_L et le groupe B .

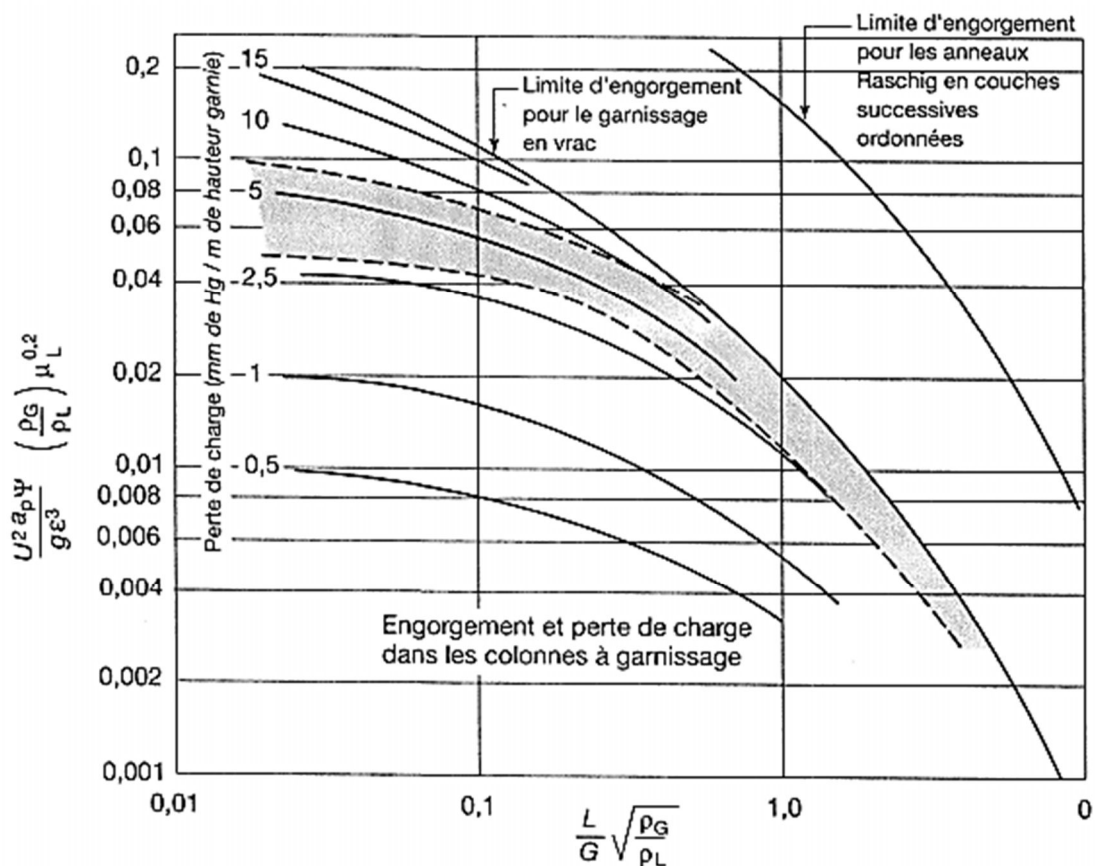


Figure III.5. Abaque généralisé représentant l'engorgement et les pertes de charge au sein d'un garnissage [12].

$$U^2 \frac{\rho_G}{\rho_L} = 2 \frac{(\varepsilon - \varepsilon_{Lf})^3}{\varepsilon} \frac{\varepsilon_L}{a_p} C_i^2 \left[B \left(\frac{\mu_L}{\mu_G} \right)^{0,2} \right]^{-n_i} \quad (\text{III. 7})$$

$$B = \frac{L}{G} \sqrt{\frac{\rho_G}{\rho_L}} \quad (\text{III. 8})$$

B étant le paramètre précédemment défini :

Pour $B \leq 0,4$, $i = 1$ et $n_1 = 0,388$

Pour $B \geq 0,4$, $i = 2$ et $n_2 = 1,416$

C_1 et C_2 : Sont des constantes caractéristiques du garnissage.

Par ailleurs la rétention à l'engorgement (ε_L) est obtenue par la relation suivante :

$$\varepsilon_L^3 (3\varepsilon_L - \varepsilon) = 6\varepsilon \frac{Re_L}{Ga_L} \quad (\text{III. 9})$$

ε_L : est solution de cette équation du quatrième degré; mais seule la solution comprise entre $\varepsilon/3$ et ε est acceptable.

Le nombre de Reynolds est calculé à l'engorgement :

$$Re_L = \frac{\rho_L U_L}{a_p \mu_L} \quad (\text{III. 10})$$

Et le nombre de Galilée est classiquement :

$$Ga_L = \frac{g \rho_L^2}{\mu_L^2 a_p^2} \quad (\text{III. 11})$$

D'autres corrélations ont été proposées, à partir desquelles on peut calculer les limites d'engorgement pour différents types de garnissage.

III.3.2.3. Rétention (Holdup)

Les rétentions liquides sont les quantités de fluide contenues dans la section efficace de transfert dans la colonne par unité de volume de colonne vide. C'est la rétention de liquide (*liquid holdup*) qui est le plus souvent mesurée, puis on en déduit la rétention gazeuse connaissant la porosité du garnissage. La rétention liquide, notée h_L , joue un rôle important sur les pertes de pression de la colonne en fonctionnement et sur les performances du transfert.

On peut trouver dans la littérature de nombreuses corrélations donnant la rétention liquide en fonction des conditions d'écoulement. A titre d'exemple nous pouvons citer les travaux de Billet et Schultes [13, 14], qui ont proposé une corrélation pour la rétention liquide à l'aide d'expériences d'écoulement de film liquide à contre-courant :

$$h_L = \left(\frac{12\mu_L U_L a_g^2}{g\rho_L} \right)^{0.33} \quad (\text{III. 12})$$

Avec :

h_L : Rétention dynamique, en volume de liquide par unité de volume occupé par le garnissage

U_L : La vitesse de la phase liquide (m.s⁻¹)

a_g : Aire géométrique du garnissage (m² théorique.m⁻³ de lit)

Les corrélations développées sont généralement construites à base de mesures expérimentales.

III.3.2.4. Vitesse minimale d'arrosage

Pour différents garnissages, une vitesse minimale d'arrosage est à respecter : en deçà de cette valeur, la fraction du garnissage réellement mouillée devient trop faible. Morris et Jackson [15] proposent de prendre :

$$Q_{Lm} = \frac{U_{SL}}{a_g} \quad (\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-1} \text{ de section de colonne}) \quad (\text{III. 13})$$

U_{SL} : Vitesse superficielle du liquide (m.s⁻¹)

Leur approche prévoyait qu'au-delà de cette valeur, le garnissage serait arrosé à 100%. Ceci s'est avéré faux, mais leur relation peut être considérée comme une base raisonnable pour éviter des sous-arrosages trop importants. Toutefois, des données fournies par des constructeurs semblent indiquer que l'on puisse se contenter de valeurs plus faibles qui peuvent être obtenues grâce à une relation faisant intervenir une tension superficielle critique [7] :

$$Q_{Lm} = \frac{U_{SL}}{a_g} \geq 3,5 \times 10^{-3} \left(\frac{\sigma_w}{\sigma_c} \right)^2 \quad (\text{m}^3 \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}) \quad (\text{III. 14})$$

σ_w : Tension superficielle à la paroi (N.m⁻¹)

σ_c : Tension superficielle critique (N.m⁻¹)

III.4. Calcul du point de fonctionnement de la colonne

Le dimensionnement d'une colonne de séparation est un problème délicat en raison de l'importance de l'investissement qu'un tel appareil représente. D'une manière générale on commence par déterminer le diamètre puis la hauteur de la colonne. Le calcul du diamètre s'effectue à partir de la valeur du débit souhaité pour l'installation. Nous avons vu précédemment que pour un garnissage donné il existe une relation entre les débits maximum pouvant circuler dans la colonne sans engorgement.

Les corrélations publiées dans la littérature sous forme d'abaques permettent d'estimer la vitesse du gaz à l'engorgement pour une colonne donnée. Les règles de l'art communément adoptées font que l'on retient comme valeur de fonctionnement une vitesse de gaz de l'ordre de 50% à 80% de la vitesse à l'engorgement.

Connaissant le débit et la vitesse du gaz il est alors aisé d'en déduire le diamètre de la colonne. Le calcul de la hauteur de cette dernière est plus complexe et fait appel aux notions de plateau théorique ou d'unité de transfert [16].

III.4.1. Notion d'unité de transfert

Pour décrire le fonctionnement de la colonne nous allons faire les hypothèses simplificatrices suivantes :

- Les solubilités du diluant dans le solvant et du solvant dans le diluant sont négligeables et seul le soluté (CO₂) est transféré d'une phase à l'autre ;
- Les régimes permanents d'écoulement et de transfert de matière établis ;
- L'opération de transfert est isotherme ;
- Les solutions sont très diluées et donc la masse volumique de chaque phase peut être considérée comme constante.
- Le flux molaire du soluté Φ entre les deux phases se traduit par une variation continue des fractions molaires en soluté (x, y) dans chaque phase tout au long de la colonne. On considérera néanmoins que l'on est en présence de phases suffisamment diluées et nous admettrons que les débits molaires restent constants tout au long de la colonne [17].

$$L_0 = L_s = cte = L \quad (\text{III. 15})$$

$$G_0 = G_s = cte = G \quad (\text{III. 16})$$

Entre le bas de la colonne et une section quelconque à la cote z l'équation de bilan sur le soluté s'écrit :

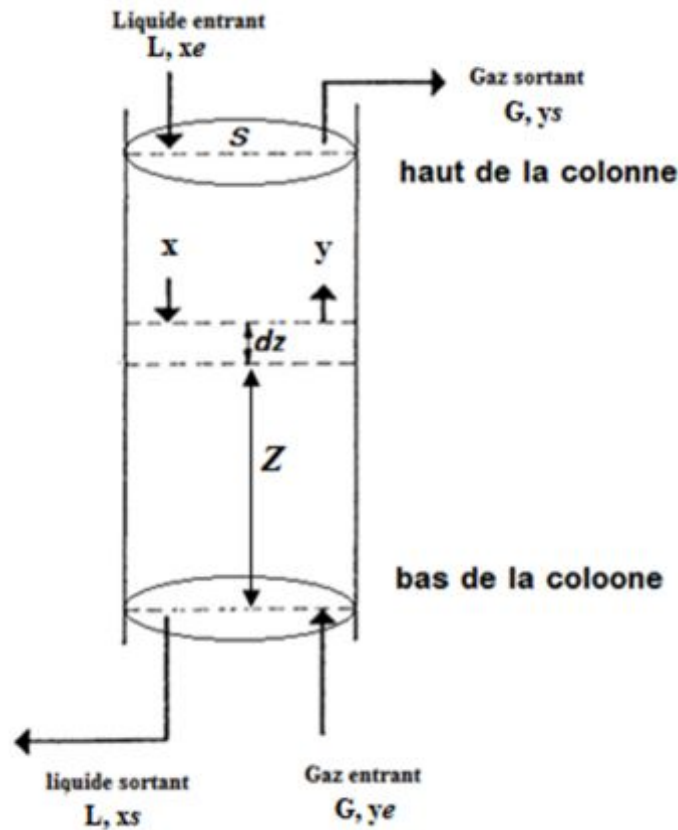


Figure III.6. Colonne d'absorption [16].

$$G \cdot y_e + L \cdot x = G \cdot y + L \cdot x_s \quad (\text{III. 17})$$

Soit :

$$\frac{L}{G} = \frac{y_e - y}{x_s - x} \quad (\text{III. 18})$$

Qui est l'équation de la droite opératoire dans laquelle G et L représentent respectivement le débit du gaz et du liquide (molaire ou massique), x et x_s les titres en soluté de la phase liquide à la cote z et en bas de la colonne, enfin y et y_e sont les titres en soluté de la phase gazeuse aux mêmes endroits.

Le bilan en soluté sur un élément de colonne d'épaisseur dz peut s'obtenir en dérivant l'expression précédente :

$$G \cdot dy = L \cdot dx = dN \quad (\text{III. 19})$$

Où :

dN : représente le flux de soluté transféré d'une phase à l'autre dans la tranche de volume $S \cdot dz$, S représentant l'aire de la section droite de la colonne. On aurait pu aussi obtenir ces équations en écrivant explicitement le bilan des flux entrants et sortants de cet élément de volume.

On écrit alors que le flux dN de soluté est proportionnel à la surface d'échange A entre les phases (en $m^2 \cdot m^{-3}$) et à une différence de titre, qui est la force motrice du transfert; le coefficient de proportionnalité est un coefficient de transfert, k qui est une mesure de la facilité avec laquelle le transfert a lieu. Ainsi, si on raisonne sur la phase gazeuse :

$$dN = k_G(A.S.dz)(y - y_i) \quad (III.20)$$

Et sur la phase liquide :

$$dN = k_L(A.S.dz)(x_i - x) \quad (III.21)$$

$(y - y_i)$ et $(x_i - x)$ les forces motrices dans chacune des 2 phases. Les produits $k_G(A.S.dz)$ et $k_L(A.S.dz)$ sont les conductances de transfert dans les 2 phases.

Mais on ne connaît pas les compositions à l'interface x_i et y_i . On raisonne donc sur l'ensemble des 2 phases, en posant :

$$dN = K_G(A.S.dz)(y - y^*) \quad (III.22)$$

$$dN = K_L(A.S.dz)(x^* - x) \quad (III.23)$$

Où $x^*(y)$ est la fraction massique d'une phase liquide qui serait en équilibre avec la phase gazeuse de composition y ; de même $y^*(x)$ représente le titre d'une phase gazeuse qui serait en équilibre avec le liquide de composition x . Les différences $(y - y^*)$ et $(x^* - x)$ représentent les écarts par rapport à l'équilibre thermodynamique évalués sur l'ensemble des 2 phases.

En remplaçant dans l'équation (III.19) dN par son expression tirée de (III.22) et (III.23), et en séparant les variables on obtient :

$$dz = \frac{G}{A.S.K_G} \frac{dy}{y - y^*} = \frac{L}{A.S.K_L} \frac{dx}{x^* - x} \quad (III.24)$$

Si les termes $G/(A.S.K_G)$ et $L/(A.S.K_L)$ varient peu, on peut écrire, en intégrant :

$$Z = \frac{G}{A.S.K_G} \int_{y_s}^{y_e} \frac{dy}{y - y^*} = \frac{L}{A.S.K_L} \int_{x_e}^{x_s} \frac{dx}{x^* - x} \quad (III.25)$$

On définit alors, pour chaque phase, une unité de transfert comme une portion de colonne réalisant des séparations définies respectivement par :

$$\int_{y_s}^{y_e} \frac{dy}{y - y^*} = 1 \quad (III.26)$$

$$\int_{x_e}^{x_s} \frac{dx}{x^* - x} = 1 \quad (III.27)$$

Les titres x_e, y_e, x_s et y_s sont les titres à l'entrée et à la sortie de cette portion de colonne. On définit pour chaque phase une hauteur d'unité de transfert (HUT) et un nombre d'unités de transfert (NUT) par :

$$HUT_G = \frac{G}{A.S.K_G} \quad \text{et} \quad HUT_L = \frac{L}{A.S.K_L} \quad (\text{III. 28})$$

$$NUT_G = \int_{y_s}^{y_e} \frac{dy}{y - y^*} \quad \text{et} \quad NUT_L = \int_{x_e}^{x_s} \frac{dx}{x^* - x} \quad (\text{III. 29})$$

Et l'on peut exprimer la hauteur totale de la colonne, Z, sous la forme :

$Z = (\text{hauteur d'une unité de transfert}) \times (\text{nombre d'unités de transfert})$

$$Z = HUT_G \times NUT_G = HUT_L \times NUT_L \quad (\text{III. 30})$$

III.4.1.1. Calcul du nombre d'unité de transfert d'une séparation

La notion d'unité de transfert permet de caractériser un appareil donné; la hauteur de l'unité de transfert est d'autant plus grande que l'opération est plus difficile, c'est à dire que le coefficient de transfert ou l'aire d'échange sont plus petits.

Le calcul du nombre d'unités de transfert (NUT) peut se faire par intégration graphique. La figure III.7 montre la construction des courbes $1/(y - y^*)$ et $1/(x^* - x)$ à partir de la courbe de partage et de la droite opératoire. La mesure des aires comprises sous les courbes entre les bornes d'intégration fournit les valeurs des nombres d'unités de transfert [18].

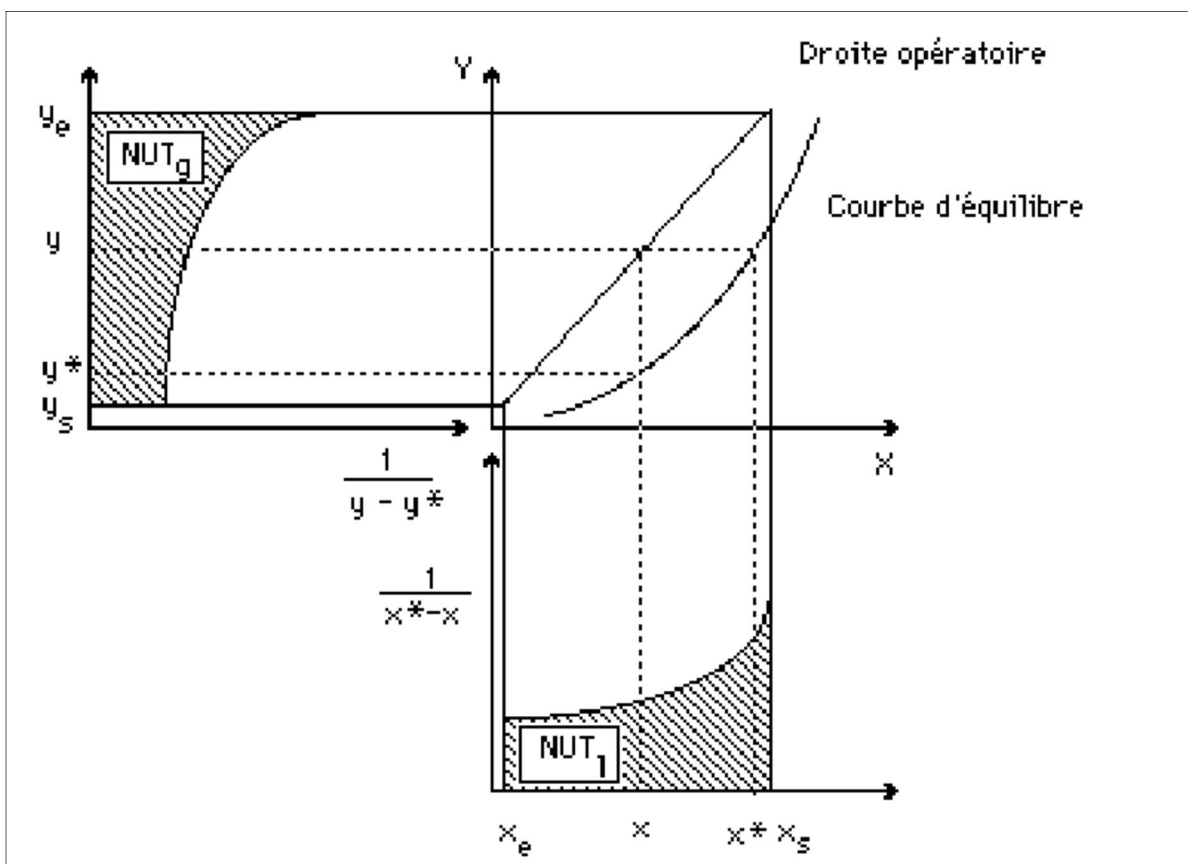


Figure III.7. Calcul du nombre d'unités de transfert par intégration graphique [16].

III.4.1.2. Calcul du nombre d'unités de transfert globales

Nous nous plaçons dans le cas pour lequel on peut considérer G et $A.S.K_G$ constants sur la hauteur d'une colonne. L'équation (III.25) simplifiée donne :

$$\frac{Z.A.S.K_G}{G} = \int_{y_s}^{y_e} \frac{dy}{y - y^*} \quad (III. 31)$$

Le terme de droite a été appelé par Chilton et Colburn « nombre d'unité de transfert globales en phase gazeuse », par la définition :

$$NUT_{OG} = \int_{y_1}^{y_2} \frac{dy}{(y - y^*)} \quad (III. 32)$$

Ce nombre mesure la difficulté d'une séparation.

$$\text{Ecrivons l'équation de la droite opératoire sous la forme } y = kx + q \quad (III. 33)$$

k : Pente de la droite opératoire

$$\text{Et l'équation de la droite d'équilibre sous la forme } y^* = Kx \quad (III. 34)$$

K : Pente de la droite d'équilibre

De l'équation (III. 33) nous tirons $x = \frac{y-q}{k}$ et en portant dans (III. 34) : $y^* = K \frac{y-q}{k}$ ce qui permet de calculer $(y - y^*)$ [18]:

$$y - y^* = y - K \left(\frac{y - q}{k} \right) = \frac{y(k - K) + Kq}{k} \quad (III. 35)$$

Et :

$$\int_{y_1}^{y_2} \frac{dy}{(y - y^*)} = \int_{y_1}^{y_2} \frac{k dy}{y(k - K) + Kq} \quad (III. 36)$$

L'intégration donne :

$$NUT_{OG} = \frac{k}{k - K} \left[\ln \left(\frac{y(k - K) + Kq}{k} \right) \right]_{y_s}^{y_e} \quad (III. 37)$$

D'où :

$$NUT_{OG} = \frac{k}{k - K} \ln \frac{y_e(k - K) + Kq}{y_s(k - K) + Kq} \quad (III. 38)$$

$$NUT_{OG} = \frac{k}{k - K} \ln \frac{y_e + \frac{Kq}{(k - K)}}{y_s + \frac{Kq}{(k - K)}} \quad (III. 39)$$

Or, le terme $\frac{Kq}{(k-K)}$ est négligeable devant y_e et y_s , on aura :

$$NUT_{OG} = \frac{k}{k - K} \ln \left(\frac{y_e}{y_s} \right) \quad (III. 40)$$

III.4.2. Calcul de la hauteur d'une unité de transfert

Le calcul de la HUT (Hauteur d'une Unité de Transfert) passe par la connaissance de l'aire d'échange A et des coefficients d'échange K_L et K_G . Nous avons vu lors de l'étude hydrodynamique que l'aire d'échange dépend du régime d'écoulement des deux phases, elle est généralement fournie par le fabricant du garnissage sous forme de corrélation.

Une seconde difficulté réside dans l'estimation des coefficients de transfert. Nous allons donc maintenant nous intéresser aux mécanismes de transfert de matière entre phases. On peut schématiquement distinguer trois étapes dans le processus de transfert du soluté entre phases :

- Transfert du soluté depuis le sein d'une phase vers l'interface,
- Franchissement de l'interface,
- Transfert du soluté depuis l'interface au cœur de la seconde phase.

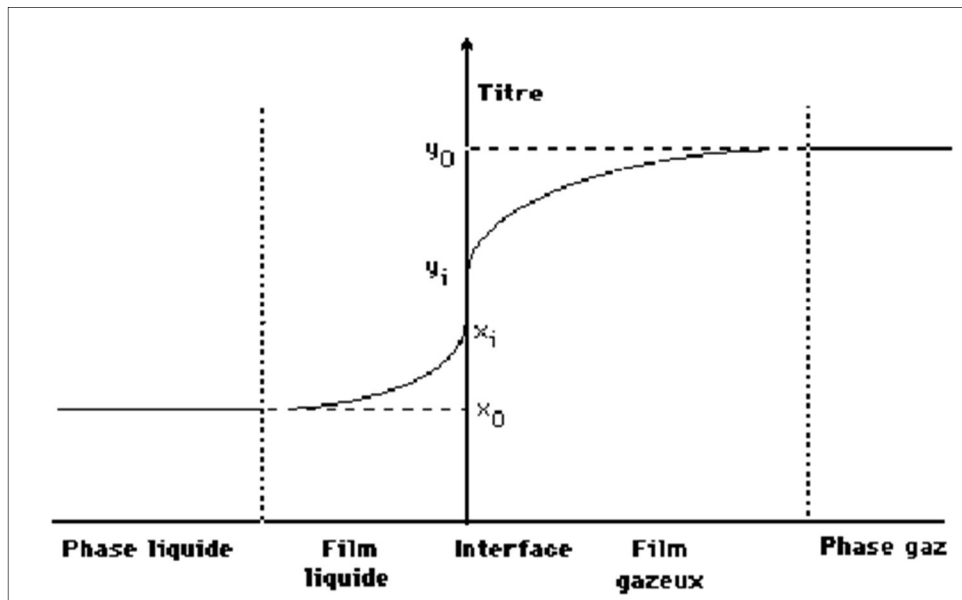


Figure III.8. Variations des concentrations dans les films gaz-liquide [16].

Dans ce qui suit, nous supposons que les deux phases sont à l'équilibre à l'interface: les concentrations locales sont les concentrations d'équilibre et il n'y aura pas de résistance interfaciale au transfert. Le problème se réduit à l'étude du processus de transfert de soluté au sein d'une phase limitée par une interface.

La densité de flux du soluté à travers l'interface n , peut se mettre sous la forme :

$$n = k_L (x_i - x) = k_G (y - y_i) \quad (\text{III. 41})$$

$$n = K_L (x^* - x) = K_G (y - y^*) \quad (\text{III. 42})$$

Avec les conventions suivantes : x et y représentent les titres en soluté dans les phases liquide et gaz respectivement, et l'indice i indique l'interface. Ces relations permettent de tirer l'expression de K_G et K_L en fonction de k_G , k_L et de la pente locale de la courbe d'équilibre (Cf. Figure III.9) égale à :

$$K = \frac{y_i - y^*}{x_i - x} \quad (\text{III. 43})$$

Il suffit pour cela d'utiliser la loi d'additivité des résistances en série, par exemple (Figure III.8) :

$$(y - y^*) = (y - y_i) + (y_i - y^*) = (y - y_i) + K(x_i - x) \quad (\text{III. 44})$$

Soit, à l'aide de (III.41) et (III.42):

$$\frac{n}{K_G} = \frac{n}{k_G} + \frac{n}{k_L} \Rightarrow \frac{1}{K_G} = \frac{1}{k_G} + K \cdot \frac{1}{k_L} \quad (\text{III. 45})$$

Ou en terme de hauteur d'unité de transfert :

$$HUT_{OG} = HUT_G + K \cdot \frac{G}{L} \cdot HUT_L \quad (\text{III. 46})$$

Avec :

$$HUT_L = \frac{L}{A \cdot S \cdot k_L} \quad (\text{III. 47})$$

$$HUT_G = \frac{G}{A \cdot S \cdot k_G} \quad (\text{III. 48})$$

De même, on tirerait :

$$\frac{1}{K_L} = \frac{1}{k_L} + K \cdot \frac{1}{k_G} \quad (\text{III. 49})$$

$$HUT_{OL} = HUT_L + K \cdot \frac{L}{G} \cdot HUT_G \quad (\text{III. 50})$$

La démonstration effectuée ci-dessus suppose qu'il n'y ait pas de réaction chimique du soluté en phase liquide. Ce n'est pas le cas ici, le CO₂ étant consommé par une réaction acido-basique. Il en résulte que la résistance au transfert de matière dans la phase liquide est abaissée par l'effet de pompage dû à la réaction [17].

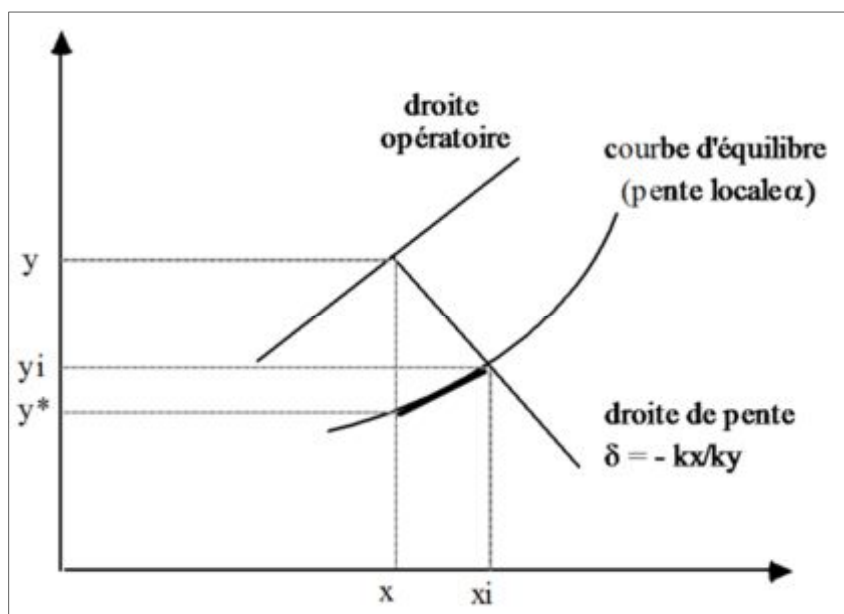


Figure III.9. Pente locale à la courbe d'équilibre [16].

III.4.3. Estimation des hauteurs d'unités de transfert

Les hauteurs d'unités de transfert globales, HUT_{OG} et HUT_{OL} , sont caractéristiques de l'installation (couple phase gazeuse / phase liquide, mais aussi de la nature du garnissage) alors que les hauteurs d'unités de transfert de film, HUT_G et HUT_L , sont caractéristiques de chacune des phases et peuvent être estimées indépendamment à l'aide de corrélations [18].

A. Formule de Pratt pour les gaz :

$$HTU_G = \frac{1}{C} \frac{\varepsilon}{a_p} \left(\frac{d_e G'}{\mu_G \varepsilon} \right)^{0,25} \left(\frac{\mu_G}{\rho_G D_G} \right)^{0,67} \quad (\text{III.51})$$

Avec $\frac{d_e G'}{\mu_G \varepsilon}$ = nombre de Reynolds modifié pour le gaz

$\frac{\mu_G}{\rho_G D_G}$ = Nombre de Schmidt pour le gaz

Le calcul est effectué avec les unités du système CGS [centimètre : cm, gramme : g, seconde : s]

ε : Fraction de vide du garnissage (—)

a_p : Surface spécifique du garnissage ($\text{cm}^2 \cdot \text{cm}^{-3} = \text{cm}^{-1}$)

d_e : Diamètre équivalent du garnissage $d_e = 4\varepsilon/a_p$ (cm)

G' : Débit massique de gaz par unité de section droite de la colonne ($\text{g} \cdot \text{s}^{-1} \cdot \text{cm}^{-2}$) avec $G' = G/S$

G : Débit massique du gaz ($\text{g} \cdot \text{s}^{-1}$)

S : Section de la colonne (cm^2) avec $S = (\pi d^2)/4$

d : Diamètre de la colonne (cm)

μ_G : Viscosité dynamique du gaz en Poise ($\text{g}\cdot\text{cm}^{-1}\cdot\text{s}^{-1}$)

ρ_G : Masse volumique du gaz ($\text{g}\cdot\text{cm}^{-3}$)

D_G : Coefficient de diffusion du soluté dans la phase gazeuse ($\text{cm}^2\cdot\text{s}^{-1}$)

C : constante sans dimension valant 0.105 pour les anneaux *Rashing* empilés en vrac.

B. Formule de Sherwood & Holloway pour les liquides :

$$HUT_L = A \left(\frac{L'}{\mu_L} \right)^{0,25} \left(\frac{\mu_L}{\rho_L \cdot D_L} \right)^{0,5} \quad (\text{III. 52})$$

Avec $\frac{\mu_L}{\rho_L \cdot D_L}$ = nombre de Schmidt pour le liquide

L' : Débit massique du liquide par unité de section droite de la colonne ($\text{g}\cdot\text{s}^{-1}\cdot\text{cm}^{-2}$) avec

$$L' = L/S$$

L : Débit massique du liquide ($\text{g}\cdot\text{s}^{-1}$)

μ_L : Viscosité dynamique du liquide en Poise ($\text{g}\cdot\text{cm}^{-1}\cdot\text{s}^{-1}$)

ρ_L : Masse volumique du liquide ($\text{g}\cdot\text{cm}^{-3}$)

D_L : Coefficient de diffusion du soluté dans la phase liquide ($\text{cm}^2\cdot\text{s}^{-1}$)

A : constante sans dimension valant 0,3 pour les anneaux *Rashing* empilés en vrac [unité CGS].

Références bibliographiques

- [1] **M. Roustan**, « Absorption en traitement d'air », *Traité Génie des procédés, Techniques de l'Ingénieur*, G 1 750, pp 2, (2008).
- [2] **E. Koller**, « Aide-mémoire Génie chimique », 3e édition, DUNOD, pp 366, Paris (2009).
- [3] **C. Descamps**, « Etude de la capture du CO₂ par absorption physique dans les systèmes de production d'électricité basés sur la gazéification du charbon intégrée à un cycle combiné », pp 15-16, Paris (2004).
- [4] **C. Roizard, G. Wild et J.C. Charpentier**, « Absorption avec réaction chimique », *Techniques de l'Ingénieur*, J 1079, pp 1-4.
- [5] **P. Trambouze, H.V. Landeghem et J.P. Wauouier**, « Les réacteurs chimiques, conception/calcul/mise en œuvre », Editions technip 75737, pp 298-308, Paris (1984).
- [6] **H. Alsyouri**, « Introduction to Design of Packed Columns, Heat and Mass Transfer Operations », Chemical Engineering Department The University of Jordan, disponible sur le site : <http://fr.slideshare.net/alsyouri/design-of-packed-columns> (21 février 2015).
- [7] **P. Trambouze**, « Matériels équipements, Le raffinage du pétrole », Editions Technip, pp 45-84, Paris (1999).
- [8] **M. Leva**, « Tower packings and packed tower design », US Stoneware Co, Akron, USA (1953).
- [9] **T.K. Sherwood et R.L. Pigford**, « Absorption and Extraction », Mac Graw-Hill, New York (1952).
- [10] **J.S. Eckert**, « Design techniques for sizing packed towers », *Chem. Eng. Progress*, 57, 9, pp 54-58, (1961).
- [11] **R. Billet et M. Schultes**, « Capacity studies of gas-liquid two-phase countercurrent-flow columns », *I. Chem. E. Symposium Series* 104, B255-266. (1987).
- [12] **P. Wuithier**, « Pétrole. Raffinage et Génie Chimique ». Éditions Technip, Paris (1968).
- [13] **R. Billet et M. Schultes**, « Predicting mass transfer in packed columns. *Chemical Engineering & Technology* », (1993).
- [14] **R. Billet et M. Schultes**, « Prediction of mass transfer columns with dumped and arranged packings », Updated summary of the calculation method of Billet and Schultes. *Chemical Engineering Research & Design*, (1999).

- [15] **G. A. Morris et J. Jackson**, « Absorption Towers », Londres (1953).
- [16] **F. Rousseau et V. Lair**, « Travaux Pratiques de Génie Chimique Opérations unitaires, Réacteurs et Simulation », École nationale supérieure de chimie de Paris, pp 19-29, (2012/2013).
- [17] **D. Morvan**, « Les opérations unitaires : procédés industriels », Ellipses Edition Marketing S.A, pp 213-129, (2009).
- [18] **B. Lefrançois**, « Chimie industrielle, Cours et problèmes résolus », Tec & Doc, pp 223-230, Paris (1995).

Chapitre IV

**Présentation du procédé étudié et des résultats
obtenus**

Chapitre IV

Présentation du procédé étudié et des résultats obtenus

Introduction

L'absorption est une opération unitaire du génie des procédés caractérisée par le transfert de matière d'une phase à une autre. L'absorption est réalisée dans divers types de réacteur (colonnes à garnissage, à plateaux, à bulles...). Dans ce chapitre on étudie un problème d'absorption du CO_2 par une solution de MonoEthanolAmine (MEA) dans une colonne à garnissage et on présente les résultats obtenus.

IV.1. Exposé du problème

On considère un gaz provenant d'une chambre de combustion contenant 5% en moles de CO_2 . On veut éliminer la majeure partie de CO_2 , pour ramener sa teneur à 0,03%, par un lavage à contre-courant dans une colonne à garnissage. Le solvant utilisé est une solution aqueuse de MonoEthanolAmine (MEA) à 15,3% en poids (soit 2.5 moles par litre). L'opération a lieu à 40°C , sous la pression atmosphérique. Sachant que la colonne est garnie d'anneaux *Rashing* de 3 pouces en céramique ($3 \text{ pouces} = 71 \text{ mm}$), on souhaite déterminer ses dimensions pour qu'elle puisse traiter un débit gazeux de $2\,000 \text{ Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ (normaux $\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ c.-à-d. ramenés à pression et température de 1 atmosphère et 0°C). On choisira, pour les conditions de fractionnement, un taux de solvant égal à 1,5 fois la valeur minimale, et une vitesse de vapeur égale à 50% de la vitesse d'engorgement [1].

IV.2. Données relatives au procédé étudié (colonne d'absorption à garnissage)

Les valeurs numériques nécessaires au calcul ont été trouvées dans l'ouvrage de Robert H. Perry [2]:

IV.2.1. Gaz à traiter

- Mélange à 5% molaire de CO_2
- Masse molaire moyenne du gaz $M_G = 30 \text{ g} \cdot \text{mole}^{-1}$
- Masse volumique à 40°C : $\rho_G = 1,2 \times 10^{-3} \text{ g} \cdot \text{cm}^{-3}$
- Viscosité à 40°C : $\mu_G = 10^{-2} \text{ cPo}$

IV.2.2. Solvant (phase liquide)

- Solution aqueuse à 15,3% en poids de MEA (2,5 molaire)
- Masse volumique à 40 : $\rho_L = 0,996 \text{ g.cm}^{-3}$
- Viscosité à 40°C : $\mu_L = 1,02 \text{ cPo}$

IV.2.3. Équilibre liquide-vapeur

Le Perry donne la courbe d'équilibre en pression partielle de CO₂ (en Torre) en fonction du nombre de moles de CO₂ par mole de MEA dans le liquide.

Tableaux IV.1 : Les données de la courbe d'équilibre en pression partielle de CO₂ (exprimée en Torre) en fonction du nombre de moles de CO₂ par mole de MEA dans le liquide [2].

Pression partielle de CO ₂ (Torre)	Moles CO ₂ / moles MEA
1	0,383
5	0,438
10	0,471
30	0,518
50	0,542

IV.2.4. Données relatives au garnissage

- anneaux *Rashing* de 3 pouces (71 mm), en vrac
- facteur de vide : $\varepsilon = 0,75$
- surface spécifique : $a_p = 0,506 \text{ cm}^2.\text{cm}^{-3}$

IV.2.5. Coefficients de diffusion

- coefficient de diffusion de CO₂ dans la phase gazeuse $D_G = 0,10 \text{ cm}^2.\text{s}^{-1}$
- coefficient de diffusion de CO₂ dans la phase liquide $D_L = 2,7 \times 10^{-5} \text{ cm}^2.\text{s}^{-1}$

IV.3. Détermination des conditions d'écoulement des fluides

Il est tout d'abord nécessaire de convertir les données de la courbe d'équilibre en fraction molaires :

- **Phase gazeuse :**

$$y = \frac{\text{pression partielle}}{\text{pression totale}} \quad (\text{IV. 1})$$

- **Phase liquide :** 1000g de solution = 153g de MEA + 847g d'eau, soit 49,56 moles au total (2,5 de MEA + 47,06 d'eau). Si on appelle X le rapport nombre de moles de CO₂/ nombre de moles de MEA, on aura :

$$x = \frac{X}{\frac{49,56}{2,5} + X} = \frac{X}{19,822 + X} \quad (\text{IV. 2})$$

La courbe d'équilibre devient alors, en fractions molaires :

Tableaux IV.2. Les données de la courbe d'équilibre en fractions molaires [2].

x (% moles)	y (%moles)
1,896	0,132
2,162	0,658
2,321	1,316
2,547	3,947
2,662	6,579

La courbe correspondante est tracée (figure IV.1) :

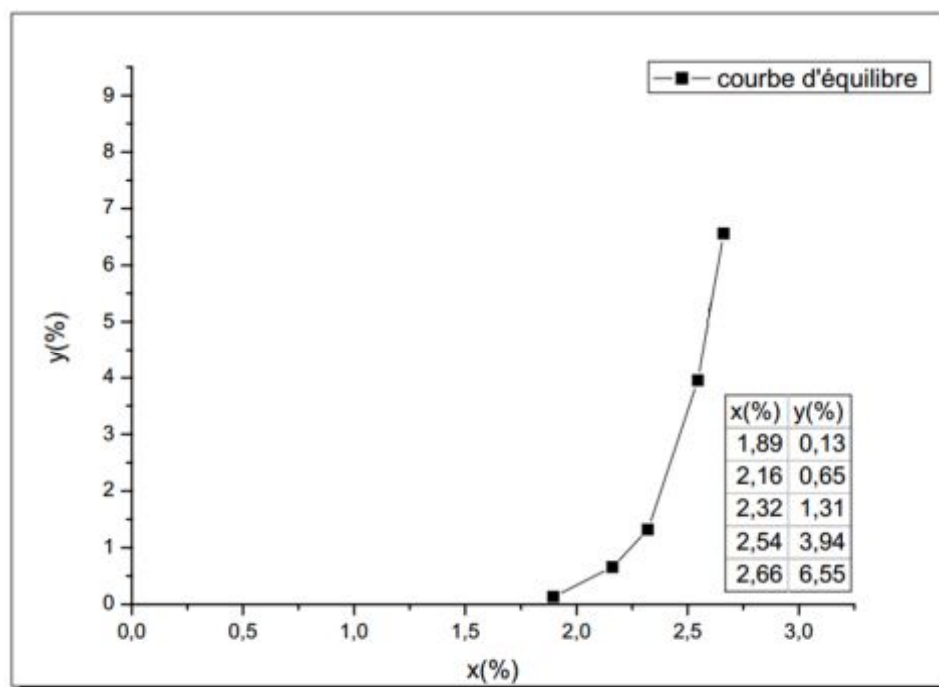


Figure IV.1. Courbe d'équilibre gaz-liquide à $T = 40^{\circ}\text{C}$ et $P = 1 \text{ atm}$.

Avec : x = pourcentage molaire de CO_2 dans la solution aqueuse liquide

y = pourcentage molaire de CO_2 dans la phase gazeuse.

IV.3.1. Bilan molaire de la colonne en régime permanent

Le schéma de la colonne est donné ci-contre (figure IV.2).

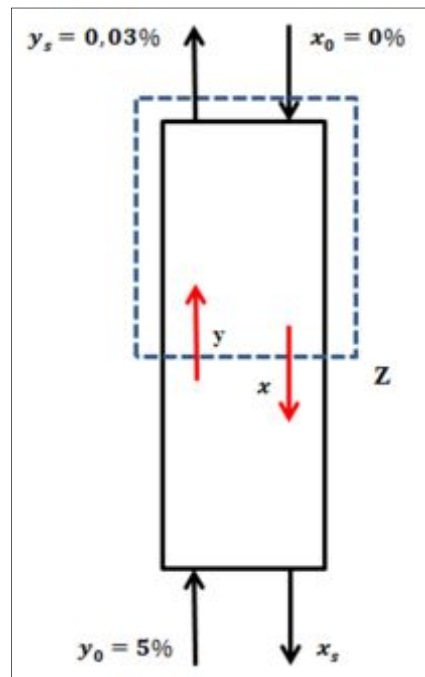


Figure IV.2. Schéma de la colonne d'absorption.

Le gaz, de débit G , entre dans la colonne avec le titre y_0 , en ressort avec le titre y_s . La phase aqueuse entre avec le titre $x_0 = 0$, et ressort avec le titre x_s . A une hauteur Z de colonne, les phases qui se croisent ont comme titre x et y . Les solutions étant diluées en CO_2 , on pourra admettre que le transfert s'effectue sans changement de masses des débits L et G (L et G considérés comme étant constante le long de la colonne).

Dans ces conditions, la conservation de CO_2 dans le domaine délimité par une courbe pointillée s'écrira :

$$G \cdot y + L \cdot x_0 = G \cdot y_s + L \cdot x \quad (IV.3)$$

Soit :

$$y = \frac{L}{G} \cdot x + y_s \quad (IV.4)$$

On obtient l'équation d'une droite opératoire, qui passe par le point de coordonnées $x = 0, y = 0,03$ et qui a pour pente la valeur $\frac{L}{G}$ (avec les débits exprimés en mole /unité de temps).

Dans ces conditions, le taux minimum de solvant sera donné par la pente de la droite opératoire qui coupera la courbe d'équilibre au point d'ordonnée $y = 5\%$ (position qui correspondrait à une hauteur infinie de colonne).

Sur la figure IV.3 $\left(\frac{L}{G}\right)_{min}$ est obtenu en joignant les points $(x_0; y_s) = (0; 0,03)$ avec $(x_s; y_0) = (2,591; 5)$. On obtient par la pente $\left(\frac{L}{G}\right)_{min} = 1,92$. On choisira donc une droite opératoire de pente :

$$\frac{L}{G} = 1,5 \times \left(\frac{L}{G}\right)_{min} = 1,5 \times 1,92 = 2,88 \quad (IV. 5)$$

L'équation de cette droite sera :

$$y = 2,88x + 0,03 \quad (IV. 6)$$

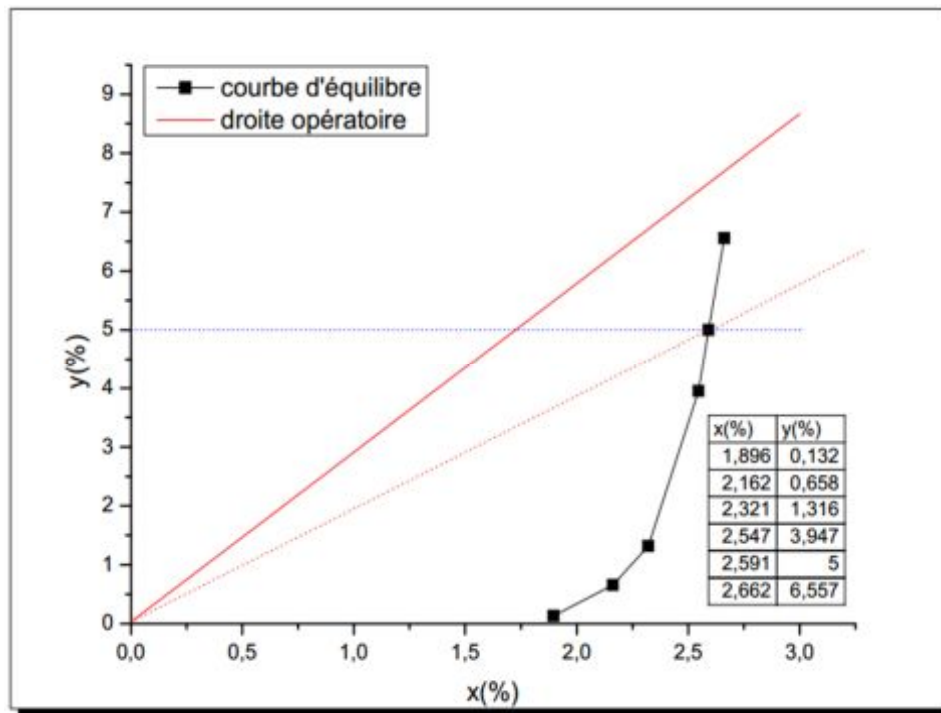


Figure IV.3. Calcul du taux du solvant molaire minimum.

IV.3.2. Calcul des débits gaz et liquide

On peut calculer les valeurs des débits :

- Calcul du débit du gaz :

$Q_0 = 2000 \text{ Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1}$: Q_0 est le débit volumique du gaz dans les conditions standard (1 atm et 0°C). Dans les conditions opératoires, ce débit devient :

$$Q = \frac{Q_0 \times T}{T_0} = \frac{2000 \times 313}{273} = 2293 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1} \text{ à } 40^\circ\text{C} \quad (IV. 7)$$

Soit en masse:

$$G = 2293 \times 1,2 = 2752 \text{ kg} \cdot \text{h}^{-1} \quad (IV. 8)$$

• Calcul du débit du liquide

Une mole de vapeur = 0,05 mole CO_2 + 0,95 moles de gaz, soit une masse molaire moyenne de :

$$M_{moy1} = \% \text{ mol de } CO_2 \times M(CO_2) + \% \text{ mol de gaz} \times M(\text{gaz}) \quad (IV.9)$$

$$M_{moy1} = 0,05 \times 44 + 0,95 \times 30 = 30,70 \text{ g.mole}^{-1}$$

La masse molaire moyenne du liquide est de :

$$M_{moy2} = \frac{1000}{49,56} = 20,18 \text{ g.mole}^{-1} \quad (IV.10)$$

On en déduit que:

$$\left(\frac{L}{G}\right)_{\text{en masse}} = \left(\frac{L}{G}\right)_{\text{en moles}} \times \frac{20,18}{30,70} = 1,893 \quad (IV.11)$$

On aura :

$$L = 5210 \text{ kg.h}^{-1}$$

IV.3.3. Calcul de la vitesse maximale du gaz U dans la colonne vide

La vitesse U est accessible à l'aide de l'abaque de Sherwood et al modifié par Eckert [3-5]. Cet abaque permet de prévoir pour une valeur fixée de la quantité $B = \frac{L}{G} \sqrt{\frac{\rho_G}{\rho_L}}$, la valeur de la quantité A qui dépend des propriétés physiques du fluide et des caractéristiques du garnissage.

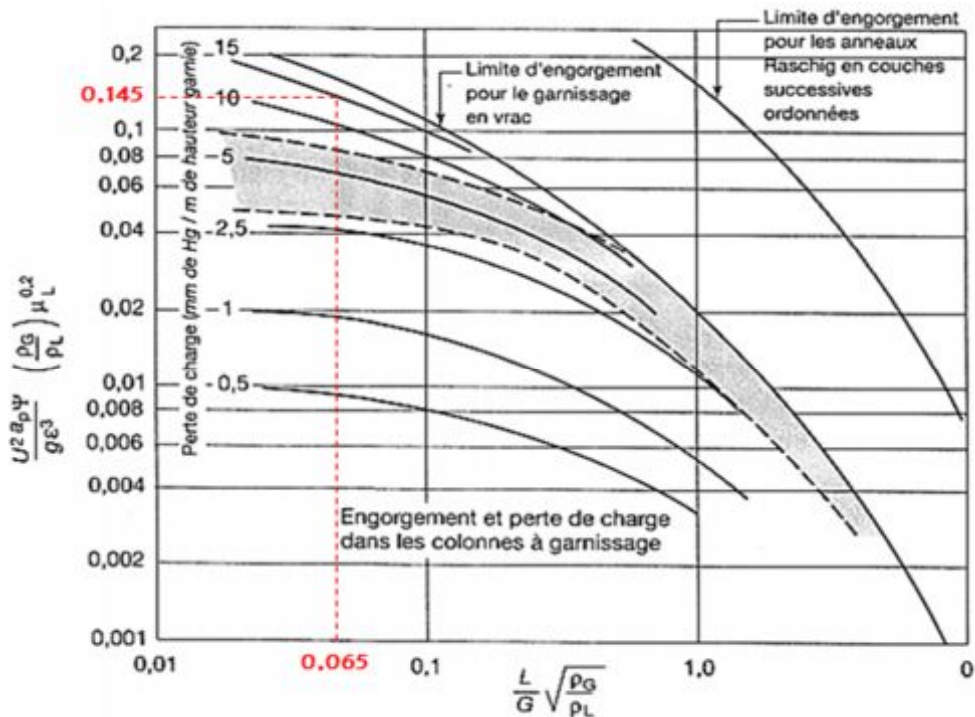


Figure IV.4. Abaque de Sherwood et al modifié par Eckert donnant A en fonction de B [5].

La figure IV.4 donne directement la vitesse d'engorgement en fonction de la quantité $B = \frac{L}{G} \sqrt{\frac{\rho_G}{\rho_L}}$.

Le rapport des débits étant exprimé en masse. On aura :

$$B = \frac{L}{G} \sqrt{\frac{\rho_G}{\rho_L}} = 1,893 \times \sqrt{\frac{1,2 \times 10^{-3}}{0,996}} = 0,065 \quad (\text{IV. 12})$$

On admettra que la perte de charge maximale est de 15 mm Hg /mètre de hauteur garnie. La courbe correspondante donne :

$$A = \frac{a_p U^2 \psi}{g \varepsilon^3} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right) \mu_L^{0,2} = 0,145 \quad (\text{IV. 13})$$

U étant la vitesse maximale d'engorgement de la phase gazeuse (cm.s^{-1})

Cette formule est valable en unités CGS, mais la viscosité doit être exprimée en centpoises.

$$\psi = 1$$

$$a_p = 0,506 \text{ cm}^{-1}$$

$$\varepsilon = 0,75$$

$$g = 981 \text{ cm. s}^{-2}$$

$$\frac{a_p}{g \varepsilon^3} = 12,23 \times 10^{-4}$$

$$\mu_L^{0,2} = (1,02)^{0,2} = 1,004$$

D'où :

$$U^2 = \frac{0,145 \times 0,996}{12,23 \times 10^{-4} \times 1 \times 1,2 \times 10^{-3} \times 1,004} = 9,80 \times 10^4$$

$$U = 313 \text{ cm. s}^{-1} = 3,13 \text{ m. s}^{-1}$$

On choisira donc une vitesse de gaz égale à :

$$U_G = 0,5 \times 3,13 = 1,57 \text{ m. s}^{-1}$$

IV.3.4. Calcul du diamètre de la colonne

Il est lié à la vitesse adoptée pour la phase gazeuse U_G . On peut alors en déduire le diamètre de la colonne, soit d :

$$d^2 = \frac{4Q}{\pi U_G} \quad (\text{IV. 14})$$

Avec : $Q = 2293 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1} = 2293/3600$

$$d^2 = \frac{4 \times 2293}{3600 \times 3,14 \times 1,57} = 0,5168$$

$$d = 71,9 \text{ cm}$$

IV.4. Calcul des hauteurs d'unité de transfert

IV.4.1. HUT_L : (en unités CGS)

$$HUT_L = 0,3 \left(\frac{L'}{\mu_L} \right)^{0,25} \left(\frac{\mu_L}{\rho_L \cdot D_L} \right)^{0,5} \quad (IV. 15)$$

La section de la colonne étant de :

$$S = \pi \left(\frac{d}{2} \right)^2 = \frac{3,14 \times (71,9)^2}{4} = 4060 \text{ cm}^2 \quad (IV. 16)$$

On a :

$$L' = \frac{5210 \times 10^3}{4060 \times 3600} = 0,356 \text{ g} \cdot \text{s}^{-1} \cdot \text{cm}^{-2} \quad (IV. 17)$$

$$HUT_L = 0,3 \times \left(\frac{0,356}{0,0102} \right)^{0,25} \times \left(\frac{0,0102}{0,996 \times 2,7 \times 10^{-5}} \right)^{0,5} = 0,3 \times 2,43 \times 19,475 = 14,2$$

$$HUT_L = 14,2 \text{ cm}$$

IV.4.2. HUT_G : (en unités CGS)

$$HUT_G = \frac{1}{0,105} \frac{\varepsilon}{a_p} \left(\frac{d_e G'}{\mu_G \varepsilon} \right)^{0,25} \left(\frac{\mu_G}{\rho_G D_G} \right)^{0,67} \quad (IV. 18)$$

Soit :

$$G = \frac{2752 \times 10^3}{3600 \times 4060} = 0,188 \text{ g} \cdot \text{s}^{-1} \cdot \text{cm}^{-2} \quad (IV. 19)$$

$$d_e = \frac{4\varepsilon}{a_p} = 5,928 \text{ cm} \quad (IV. 20)$$

$$HUT_G = \frac{1}{0,105} \times \frac{0,75}{0,506} \times \left(\frac{5,928 \times 0,188}{10^{-4} \times 0,75} \right)^{0,25} \times \left(\frac{10^{-4}}{1,2 \times 10^{-3} \times 10^{-1}} \right)^{0,67}$$

$$HUT_G = \frac{1}{0,105} \times 1,482 \times 11,04 \times 0,885 = 138$$

$$HUT_G = 138 \text{ cm}$$

On constate que la HUT_G est pratiquement 10 fois supérieure à la HUT_L ; ce résultat prouve que l'absorption de CO_2 par la MEA est régie par le transfert au niveau de film liquide. En effet :

$$\frac{k_L}{k_G} = \frac{L}{G} \times \frac{HUT_G}{HUT_L} \quad (IV. 21)$$

L et G étant exprimés en débits molaires, soit :

$$\frac{k_L}{k_G} = 2,88 \times \frac{138}{14,2} = 30$$

La résistance de film est 30 fois plus importante dans la phase liquide que dans la phase vapeur.

On peut, dans ces conditions, assimiler la hauteur d'unité de transfert gaz à la hauteur globale correspondante : $HUT_G \approx HUT_{OG}$ (IV. 22)

Remarque : ce résultat étant prévisible, on a en effet la relation :

$$HUT_{OG} = HUT_G + K \frac{G}{L} HUT_L \quad (IV. 23)$$

Avec le rapport G/L en moles, et K la pente de la courbe d'équilibre assimilée une droite.

On voit, en outre, sur la figure IV.3, que pour $y < 5\%$, la courbe d'équilibre peut être assimilée à une droite de pente $K = 0,132/1,896 = 0,0696$.

D'où :

$$HUT_{OG} = HUT_G + \frac{0,0696}{2,88} HUT_L = HUT_G + 0,02 HUT_L$$

On retrouve bien :

$$HUT_G \approx HUT_{OG}$$

IV.5. Calcul de la hauteur de colonne

Le nombre d'unité de transfert global (NUT_{OG}) se détermine à partir de l'équation suivante :

$$NUT_{OG} = \int_{y_1}^{y_2} \frac{dy}{(y - y^*)} \quad (IV. 24)$$

Le calcul des valeurs $\frac{1}{(y-y^*)}$ peut être mené algébriquement, connaissant les équations de la droite opératoire et de la courbe d'équilibre assimilée à une droite, soit respectivement :

$$y = 2,88x + 0,03$$

$$y^* = 0,0696x$$

NUT_{OG} peut être calculé graphiquement à partir de l'équation (IV.24), mais cette quantité peut être calculée avec beaucoup plus de précision d'une manière analytiquement comme suit :

$$y = kx + q \quad (IV. 25)$$

$$y^* = Kx \quad (IV. 26)$$

$$\frac{Kq}{(k - K)} = 0,00075$$

$$y_e = 0,05$$

$$y_s = 0,0003$$

$$\frac{k}{k-K} = 1,025$$

De (IV.25) on a :

$$x = \frac{y-q}{k} \quad (IV.27)$$

Et en portant dans (IV.26), on obtient

$$y^* = K \frac{y-q}{k} \quad (IV.28)$$

$$y - y^* = y - K \left(\frac{y-q}{k} \right) = \frac{y(k-K) + Kq}{k} \quad (IV.29)$$

Et

$$\int_{y_1}^{y_2} \frac{dy}{(y-y^*)} = \int_{y_1}^{y_2} \frac{k dy}{y(k-K) + Kq} \quad (IV.30)$$

Alors :

$$NUT_{OG} = \int_{y_1}^{y_2} \frac{dy}{(y-y^*)} = \int_{y_1}^{y_2} \frac{k dy}{y(k-K) + Kq} \quad (IV.31)$$

$$NUT_{OG} = \frac{k}{k-K} \left[\ln \left(\frac{y(k-K) + Kq}{k} \right) \right]_{y_s}^{y_e} \quad (IV.32)$$

$$= \frac{k}{k-K} \left[\ln \left(\frac{y(k-K) + Kq}{k} \right) \right]_{y_s}^{y_e} \quad (IV.33)$$

$$= \frac{k}{k-K} \ln \frac{y_e(k-K) + Kq}{y_s(k-K) + Kq} \quad (IV.34)$$

$$= \frac{k}{k-K} \ln \frac{y_e + \frac{Kq}{(k-K)}}{y_s + \frac{Kq}{(k-K)}} \quad (IV.35)$$

Si on néglige, Le terme $\frac{Kq}{(k-K)}$ devant y_e et y_s dans l'expression, on aura :

$$NUT_{OG} = \frac{k}{k-K} \ln \left(\frac{y_e}{y_s} \right) \quad (IV.36)$$

$$NUT_{OG} = 1,025 \times \ln \left(\frac{0,05}{0,0003} \right)$$

$$NUT_{OG} = 5,24$$

D'où la hauteur cherchée de la colonne :

$$Z = HUT_{OG} \times NUT_{OG} = 1,38 \times 5,24 \quad (IV.37)$$

$Z = 7 \text{ mètres}$

Cette hauteur permettra donc de réduire la concentration du CO₂ de l'effluent gazeux à la valeur spécifiées.

IV.6. Résumé de la procédure de calcul de la hauteur d'une colonne à garnissage

1. Détermination des conditions d'écoulement des fluides

1.1. Bilan molaire de la colonne en régime permanent

- Que peut-on dire sur la valeur des débits molaires G_0 et G_S d'une part L_0 et L_S d'autre part.
- Exprimer le bilan molaire de la colonne
- Déterminer graphiquement la valeur du taux de solvant molaire minimum : $\left(\frac{L}{G}\right)_{min}$
- En adoptant un taux de solvant égal à 1,5 fois la valeur minimale, en déduire le rapport des débits molaires $\frac{L}{G}$.
- établir l'équation de la droite opératoire $y = f(x)$.

1.2. Calcul des débits massique du gaz et du liquide L et G

1.3. Calcul la vitesse maximale du gaz U dans la colonne vide

- Calculer la valeur de $B = \frac{L}{G} \sqrt{\frac{\rho_G}{\rho_L}}$
- En adoptant que la perte de charge maximale est de 15 mm Hg /mètre de hauteur garnie déterminer la valeur du $A = \frac{\alpha_P U^2 \psi}{g \varepsilon^2} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L}\right) \mu_L^{0,2}$ à la limite de l'engorgement et lorsque le garnissage est en vrac à l'aide de l'abaque.
- En déduire la vitesse maximale du gaz U dans la colonne vide.

1.4. Calcul du diamètre de la colonne

2. Calcul des hauteurs d'unité de transfert

- Calcul le débit massique de liquide par unité de surface
- Calcul le HUT_L par la formule de Sherwood & Holloway :

$$HUT_L = A \left(\frac{L'}{\mu_L}\right)^{0,25} \left(\frac{\mu_L}{\rho_L \cdot D_L}\right)^{0,5}$$

- Calcul le débit massique de gaz par unité de surface
- Calcul le HUT_G : Par la formule de Pratt :

$$HUT_G = \frac{1}{C} \frac{\varepsilon}{\alpha_P} \left(\frac{d_e \cdot G'}{\mu_G \cdot \varepsilon}\right)^{0,25} \left(\frac{\mu_G}{\rho_G \cdot D_G}\right)^{0,67}$$

- e. A l'aide des valeurs de HUT_G et HUT_L calculées précédemment déterminer la valeur du rapport $\frac{k_L}{k_G}$.

3. Calcul de la hauteur de colonne

- a. Calcul la hauteur par la formule suivante : $Z = HUT_{OG} \times NUT_{OG}$
- b. Conclure sur la hauteur du garnissage (vérifier que la valeur trouvée est acceptable du point de vue industriel).

Références bibliographiques

- [1] **G. Laurence**, « Problèmes résolus de génie chimique », Edition Eyrolles, pp 264-275, Paris (1975).
- [2] **R.H. Perry, C.H. Chilton, et S.D. Kirkpatrick**, « Chemical Engineers' Handbook », 4 th ed, McGraw-Hill, New York (1963).
- [3] **T.K. Sherwood, R.L. Pigford**, « Absorption and Extraction », Mac Graw-Hill, New York (1952).
- [4] **J.S. Eckert**, « Design techniques for sizing packed towers », Chem. Eng. Progress, 57, 9, pp 54-58, (1961).
- [5] **P. Wuithier**, « Pétrole. Raffinage et Génie Chimique ». Éditions Technip, Paris (1968).

Conclusion générale

Conclusion générale

Notre travail a consisté à étudier un problème industriel et environnemental en même temps. Il a consisté à dimensionner une colonne à garnissage qui devait être conçue pour épurer ou laver un effluent gazeux d'un gaz polluant (CO₂) responsable en grande partie du réchauffement climatique.

Cette étude s'est limitée à la détermination du diamètre de la colonne et au calcul de la hauteur du lit de garnissage pour un débit de gaz à traiter et des concentrations imposées en CO₂ à l'entrée et à la sortie de la colonne. Les valeurs numériques de tous les paramètres utilisés ont été prélevées d'un cas réel industriel.

Les résultats obtenus nous permettent de conclure que le diamètre calculé de la colonne est acceptable et satisfait aux exigences de fabrication et que la hauteur calculé de la colonne est également admissible et réponds aux normes internationales. La satisfaction aux spécifications industrielles des résultats obtenus met en évidence la très bonne qualité de la procédure utilisée pour dimensionner la colonne à garnissage étudiée.