



Université ABBES LAGHROUR Khenchela  
Faculté des Sciences et de la Technologie  
Département de Génie Industriel  
جامعة عباس لغزور خنشلة  
كلية العلوم والتكنولوجيا  
قسم الهندسة الصناعية



N° Série : .....

## Mémoire de fin d'étude

*Pour l'obtention du diplôme de Master*

**Filière : Sciences et génie de l'environnement**  
**Spécialité : Génie des Procédés de l'environnement**

### THEME

**Etude du fonctionnement d'une  
colonne d'absorption de CO<sub>2</sub>  
provenant des effluents gazeux**

*Réalisé par : - ALIA Narimane*

*- BIBI Seddam Houcine*

*Soutenu le 21/06 /2018 devant la commission d'examen composée de :*

Mr. Benounis M

PROF à l'Université de Khenchela

Président

Mr. Redjil S

M.C.B à l'Université de Khenchela

Encadreur

Mr. Kihal R

M.A.A à l'Université de Khenchela

Examineur

*Promotion 2017/2018*

# Remerciement

Tout d'abord on remercie dieu tout

Puissant qui nous a aidés a

Réalisé

Ce travail et nous implorons sa

Clémence et sa miséricorde

Nous remercions avec de respect

Professeure REDJIL SOUHILA pour se

aide et leur intérêt porté à ce sujet

spécialement cela m'a donné

confiance, m'avoir permis de travailler

avec autonomie, de m'avoir conseillé

et aidé lorsque des problèmes se

posaient.

Enfin je voudrais remercier toute

administratif de département de génie

industriel pour m'avoir aussi bien

accueilli et je les remercie pour la

bonne ambiance qu'ils maintiennent au

sein étudiants

## *Dédicace*

*A ceux qui ont dessiné les plus belles images de ma vie, qui me poussent aujourd'hui vers l'avant et rassure mes pats, qui mon tant appris et ont fait de moi ce que je suis, que dieu les garde, joie de ma vie:*

*mère*

*A mes chers frères*

*A mes sœurs*

*A mes amis*

## Sommaire

|   |    |
|---|----|
| Remerciement  |    |
| Dédicace  |    |
| Sommaire  |    |
| Liste d'abréviation   |    |
| Introduction générale   | 01 |
| Références bibliographiques   | 03 |
| Chapitre I Techniques d'élimination du polluant atmosphérique CO <sub>2</sub>                     |    |
| I.1.Introduction  | 05 |
| I.2. Les sources de CO <sub>2</sub>   | 05 |
| I.3. Caractéristiques du CO <sub>2</sub>  | 06 |
| I.4. effet de serre   | 07 |
| I.5.Méthodes d'élimination du polluant atmosphérique de CO <sub>2</sub>                           | 08 |
| I.5.1. captage de CO <sub>2</sub>   | 08 |
| I.5.1.1.captage pré combustion  | 08 |
| I.5.1.2.captage par oxy combustion  | 09 |
| I.5.1.3. captage postcombustion   | 09 |
| I.5.2 Transport du CO <sub>2</sub>  | 10 |
| I.5.3. Stockage du CO <sub>2</sub>  | 11 |
| I.5.3.1. Stockage géologique  | 11 |
| I.5.3.2. Stockage océanique   | 13 |
| I.5.4. Procédé de séparation  | 14 |
| I.5.4.1. Séparation par absorption  | 14 |
| I.5.4.2. Séparation par adsorption  | 14 |
| I.5.4.3. Séparation par Cryogénique   | 14 |
| I.5.4.4. Séparation par membranaire   | 15 |
| Références bibliographiques   | 16 |
| Chapitre II La colonne d'absorption et les aspects théoriques du transfert de matière gaz-liquide |    |
| II.1.Introduction   | 18 |
| II.2. les différents mode de la colonne d'absorption  | 19 |
| II.2.1. colonnes plateau  | 19 |
| II.2.2. colonnes garnissage   | 19 |
| II.3. Nature de l'absorption.   | 22 |
| II.3.1. absorption chimique   | 22 |
| II.3.2.absorption physique  | 23 |
| II.3.2.1. Transfert de matière entre phases   | 23 |

|   |    |
|---|----|
| II.3.2.1.1. Le concept d'équilibre  | 23 |
| II.3.2.1.2. Modèles de présentation du transfert entre phases                             | 25 |
| II.3.2.2. La relation d'équilibre   | 26 |
| II.4. Calcul du point de fonctionnement de la colonne                                     | 26 |
| II.4.1. Notion d'unité de transfert   | 26 |
| II.4.1.1. Calcul du nombre d'unité de transfert d'une séparation                          | 30 |
| II.4.1.2. Calcul du nombre d'unités de transfert globales                                 | 31 |
| II.4.2. Calcul de la hauteur d'une unité de transfert                                     | 32 |
| II.4.3. Estimation des hauteurs d'unités de transfert                                     | 35 |
| Références bibliographiques   | 37 |
| Chapitre II Résultats obtenus sur l'absorption de CO <sub>2</sub> par une solution de MEA |    |
| III.1. Introduction   | 39 |
| III.2. MonoEthanolAmine MEA   | 39 |
| III.3. Mécanismes réactionnels  | 40 |
| III.4. Calcul de la hauteur d'une colonne d'absorption à garnissage                       | 40 |
| III.4.1. Détermination des conditions d'écoulement des fluides                            | 42 |
| III.4.1.1. Bilan molaire de la colonne en régime permanent                                | 42 |
| III.4.1.2. Calcul des débits  | 44 |
| III.4.1.3. Calcul de la vitesse maximale du gaz $U_M$ dans la colonne vide                | 45 |
| III.4.1.4. Calcul du diamètre de la colonne   | 46 |
| III.4.2. Calcul de la hauteur du garnissage   | 47 |
| III.4.2.1. Calcul des hauteurs de film  | 47 |
| Conclusion générale   | 52 |
| Référence bibliographique   |    |
| Résumé  |    |

## Nomenclature

### Notations latines

|               |   |  |
|---------------|---|--|
| $D_A$         | Coefficient de diffusion de A dans le milieu considéré          | (m/s)  |
| $N_A$         | Flux transféré par unité d'aire interfaciale                    | (mole/m.s)   |
| $Z$           | Distance de transfert   | (m)  |
| $C_A$         | Concentration du composé A dans la phase liquide                | (mole/ m )   |
| $P_A$         | Pression partielle du composé A dans la phase gazeuse           | (atm)  |
| $H$           | Etant la constante de HENRY                                     |  |
| $P_t$         | pression totale du système.                                     |  |
| $\varepsilon$ | 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                               | (cm)   |
| $G'$          | Débit massique de gaz par unité de section droite de la colonne | ( $\text{g} \cdot \text{s}^{-1} \cdot \text{Cm}^{-2}$ )            |
| $G$           | Débit massique du gaz   | ( $\text{g} \cdot \text{s}^{-1}$ )                                 |
| $S$           | section de la colonne   | ( $\text{cm}^2$ )  |
| $HUT_G$       | 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  |
| $k_L$         | Coefficient de transfert de matière en phase liquide            | m.s-1  |
| $K_L$         | Coefficient global de transfert de matière côté liquide         | m.s-1  |
| $L$           | Débit massique ou molaire du liquide                            | $\text{g} \cdot \text{s}^{-1}$ ou $\text{mol} \cdot \text{s}^{-1}$ |
| $k$           | Pente de la droite opératoire                                   | —  |
| $K$           | Pente de la droite d'équilibre                                  | —  |
| $N$           | Densité du flux molaire mol.                                    | $\text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$                                |
| $NUT_G$       | 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         | —  |
| $t$           | Temps   | s  |

|       |  |       |
|-------|--|-------|
| T     | Température  | K     |
| U     | Vitesse maximale d'engorgement de la phase gazeuse | m.s-1 |
| 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

|                 |   |                    |
|-----------------|---|--------------------|
| $\varepsilon_i$ | Fraction de volume occupée par la phase i                   | —                  |
| $\mu_G$         | Viscosité du gaz $P_0$                                      |                    |
| $\mu_L$         | Viscosité du liquide $P_0$                                  |                    |
| $\Phi$          | Flux molaire de transfert de soluté mol.s-1                 |                    |
| B               | Constantes caractéristiques du garnissage                   | —                  |
| $\varepsilon$   | Fraction de vide en volume                                  | —                  |
| $\rho$          | Masse volumique   | Kg.m-3             |
| $D_l$           | Coefficient de diffusion de CO <sub>2</sub> dans le liquide | cm <sup>3</sup> /S |
| $D_g$           | Coefficient de diffusion de CO <sub>2</sub> dans le gaz     | cm <sup>2</sup> /S |

## Notation des composés

|                 |                      |  |
|-----------------|----------------------|--|
| CO              | Monoxyde d'azote     | CO   |
| CO <sub>2</sub> | Dioxyde de carbone   | CO <sub>2</sub>                                |
| H <sub>2</sub>  | Hydrogène            | H <sub>2</sub>                                 |
| MDEA            | MéthylDiEthanolAmine | C <sub>5</sub> H <sub>13</sub> NO <sub>2</sub> |
| MEA             | MonoEthanolAmine     | C <sub>2</sub> H <sub>7</sub> NO               |
| O <sub>2</sub>  | Oxygène              | O <sub>2</sub>                                 |
| CS <sub>2</sub> | Disulfure de carbone | CS <sub>2</sub>                                |
| DEA             | DiEthanolAmine       | C <sub>4</sub> H <sub>11</sub> NO <sub>2</sub> |
| DGA             | DiGlycolAmine        | C <sub>4</sub> H <sub>11</sub> NO <sub>2</sub> |
| H <sub>2</sub>  | Hydrogène            | H <sub>2</sub>                                 |
| MDEA            | MéthylDiEthanolAmine | C <sub>5</sub> H <sub>13</sub> NO <sub>2</sub> |

MEA MonoEthanolAmine C<sub>2</sub>H<sub>7</sub>NO

## **Indice**

*e* Caractérise la phase qui rentre dans la colonne

*s* Caractérise la phase qui sort de la colonne

*β* Coefficient stoechiométrique

## **Abréviations et acronymes**

CSC Captage et Stockage du Carbone

# 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 CO<sub>2</sub> 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 CO<sub>2</sub> 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 CO<sub>2</sub> 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 CO<sub>2</sub> 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 CO<sub>2</sub>.

Le chapitre II, étudie la colonne d'absorption à garnissage et traite les aspects théoriques du

## Introduction générale

---

transfert de matière gaz-liquide .

Le chapitre III, 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 CO<sub>2</sub> et H<sub>2</sub>S 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)

## I.1. Introduction

Le gaz carbonique est le principal gaz associé à l'action humaine, ayant des conséquences sur l'effet de serre.

En faisant appel aux combustibles fossiles, l'homme en émet chaque année, environ 26 milliards de tonnes. Seule la moitié de ces rejets est absorbée par la nature (océans, biomasse) le reste (environ 13 milliards de tonnes de CO<sub>2</sub>) vient, avec un temps de résidence au moins égal au siècle, renforcer l'effet de serre de l'atmosphère.

Pour ne pas renforcer l'effet de serre et ses conséquences climatiques, il faudrait que les rejets annuels se limitent à 13 milliards de tonnes de CO<sub>2</sub>

Afin de réduire ces émissions de CO<sub>2</sub>, deux premières voies d'action se dégagent : la maîtrise de la consommation d'énergie et le développement de technologies ne produisant pas, ou très peu, de gaz à effet de serre, comme par exemple les énergies renouvelables ou le nucléaire.

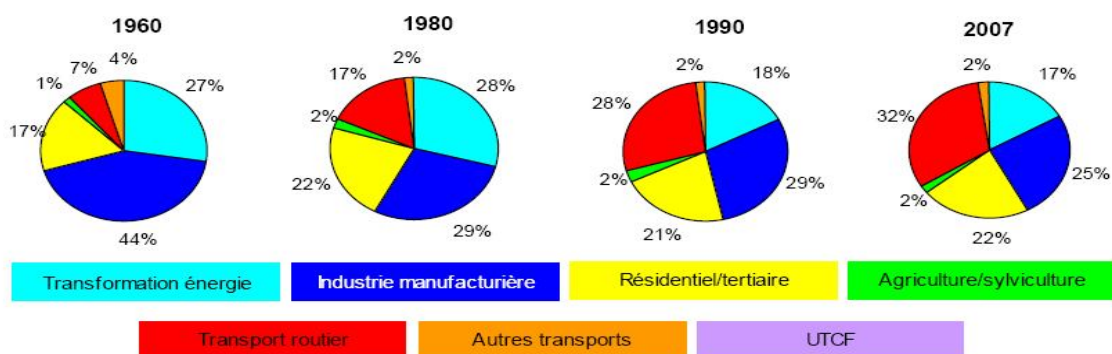
En complément, une option technologique pourrait être très prometteuse: le captage et le stockage géologique du CO<sub>2</sub>.

L'ensemble des opérations, consiste à :

- capter le CO<sub>2</sub> produit par les installations industrielles dites stationnaires, parmi lesquelles essentiellement les centrales électriques brûlant du charbon,
- transporter le CO<sub>2</sub> ainsi capté vers un lieu de stockage,
- l'injecter dans des structures géologiques adéquates pour l'y stocker sur des périodes de temps longues, de quelques siècles, qui permettent au moins de dépasser l'ère d'utilisation massive des énergies fossiles. Par la suite, un relâchement progressif et contrôlé du CO<sub>2</sub> stocké pourrait se faire sans inconvénient[1]

## I.2. Les sources de CO<sub>2</sub>

les émissions de CO<sub>2</sub> dues aux activités humaines sont surtout produites lors de la combustion de matières fossiles dans divers secteurs: production d'électricité, transports, transformation industrielle, bâtiments résidentiels et commerciaux. La fabrication du ciment, la production d'hydrogène et d'autres procédés industriels rejettent aussi du CO<sub>2</sub>, tout comme la combustion de biomasse. [2]



*Figure .1 Répartition des émissions de CO<sub>2</sub> d'origine anthropique produites par secteur en France métropolitaine, (CITEA, 2009)*

### I.3.Caractéristiques physico-chimiques du dioxyde de carbone CO<sub>2</sub>

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

Le CO<sub>2</sub> est le deuxième gaz à effet de serre le plus important dans l'atmosphère après la vapeur d'eau. Le tableau (I.1) regroupe quelques propriétés de ce gaz.

|           | Propriétés                  | Valeurs   |
|-----------|-----------------------------|---|
| Générales | Formule brute               | CO <sub>2</sub>   |
|           | Nom IUPAC                   | Dioxyde de carbone  |
|           | Numéro CAS                  | 124-38-9  |
|           | Apparence                   | Gaz incolore  |
| Physique  | Masse moléculaire           | 44,01 g/mol   |
|           | Température de fusion       | -78,5 °C (195 °K)   |
|           | Température de vaporisation | -57 °C (216 °K)   |
|           | Solubilité                  | 1,45 kg/m <sup>3</sup>  |
|           | Densité                     | 1,87kg/m <sup>3</sup> (298°K1,013bar)<br>plus dense que l'air |
|           | Viscosité dynamique         | 0.07 Cp à -78 °C  |
|           | Température critique        | 31,1°C  |
|           | Pression critique           | 7,4 MPa   |
|           | Point triple                | -56,6°C à 519 kPa   |

|   |                        |
|---|------------------------|
| Chaleur latente de vaporisation<br>(0°C)  | 234,5 kJ/kg            |
| Chaleur latente de vaporisation (-16.7°C) | 276,8 kJ/kg            |
| Chaleur latente de vaporisation (-28.9°C) | 301.7 kJ/kg            |
| Chaleur latente de fusion                 | 199 kJ/kg <sup>0</sup> |

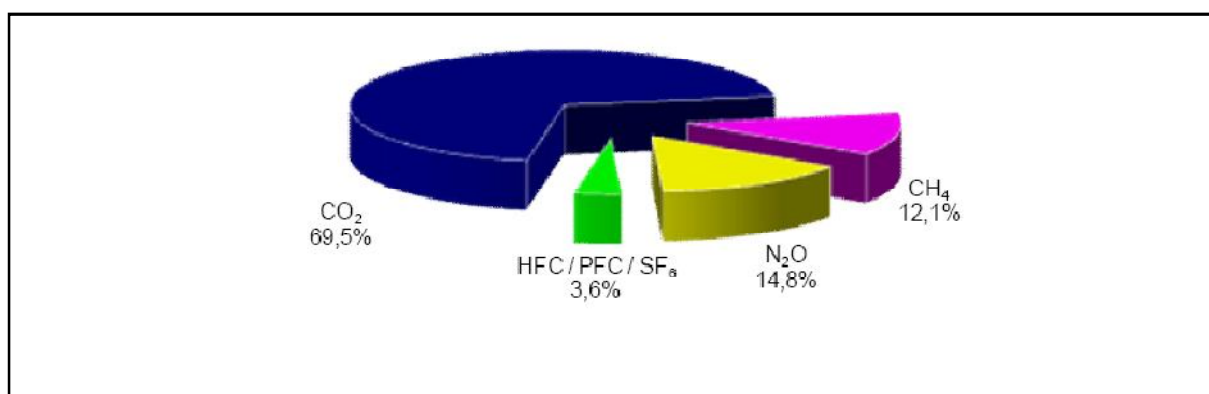
*Tableau .I. 1: Les propriétés physique et thermochimique de CO<sub>2</sub>[3].*

#### I.4. Effet de serre

L'effet de serre est un phénomène avant tout naturel de piégeage par l'atmosphère du rayonnement de chaleur émis par la terre sous l'effet des rayons solaires. Il permet une température sur Terre bien supérieure à celle qui régnerait en son absence. Le groupe de gaz responsables de ce phénomène est présent dans l'atmosphère à l'état de traces; il s'agit, pour l'essentiel, de la vapeur d'eau (H<sub>2</sub>O), du gaz carbonique (CO<sub>2</sub>), du méthane (CH<sub>4</sub>) et du protoxyde d'azote (N<sub>2</sub>O). C'est parce que les teneurs atmosphériques de ces gaz sont naturellement très faibles que les émissions dues aux activités humaines sont en mesure de les modifier sensiblement, entraînant, a priori, un renforcement de l'effet de serre, et par suite, des modifications possibles du climat.

Bien que la vapeur d'eau constitue le plus important gaz à effet de serre, les activités humaines n'influent pas de façon sensible sur sa concentration atmosphérique, qui est naturellement très variable. En revanche, les concentrations en CO<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>, et N<sub>2</sub>O ont augmenté fortement par rapport à leurs niveaux de l'ère préindustrielle.

L'homme, par ailleurs, a introduit de nouveaux gaz à effet de serre très puissants dans l'atmosphère : les chlorofluorocarbones (CFC) également responsables de la destruction de la couche d'ozone. Enfin, l'ozone troposphérique, formé à partir des émissions d'oxydes d'azote (NO<sub>x</sub>) et de Composés Organiques Volatils (COV) joue également un rôle important. [4]



*Figur.2 Contributions des différents gaz à effet de serre au pouvoir de réchauffement climatique (hors UTCF) en France 2007 (CITEPA, 2009)*

## I.5. Méthodes d'élimination du polluant atmosphérique de CO<sub>2</sub>

La capture du CO<sub>2</sub> est d'ores et déjà une technologie industrielle utilisée notamment aujourd'hui pour le traitement du gaz naturel. Elle est pratiquée couramment dans la fabrication d'engrais, dans l'industrie agroalimentaire et dans le secteur de l'énergie (industrie pétrolière et gazière). Le principal problème est en général la faible concentration de CO<sub>2</sub> dans les fumées. Selon l'industrie concernée, cette teneur peut aller de quelques pour cent à 20 % des effluents. D'autres gaz, tels l'oxygène, la vapeur d'eau ou l'azote, se retrouvent dans le panache des fumées. Il serait impensable de vouloir tous les compresser pour les stocker, pour des raisons d'énergie et de place. Des méthodes de séparation sont donc nécessaires pour pouvoir capturer essentiellement le gaz carbonique. Un grand nombre de procédés industriels de capture existent sur le marché, chacun ayant un domaine d'application spécifique en fonction de la nature des fumées à traiter (composition, température, pression). [5]

### 1.5.1. Différentes voies de captage du CO<sub>2</sub>

Centrales thermiques, cimenteries, raffineries, usines sidérurgiques et autres installations industrielles sont responsables de plus de 60 % des émissions de CO<sub>2</sub> dans le monde. Ces sources concentrées de pollution sont directement intéressées par la capture du gaz carbonique. La principale difficulté est de le séparer des autres constituants (vapeur d'eau, azote...). Les techniques utilisées aujourd'hui sont relativement onéreuses. [5]

#### 1.5.1.1. Précombustion

Avec ce type de procédé, l'objectif est de capturer le carbone avant combustion, lors du processus de fabrication du combustible : il est converti en entrée d'installation en gaz de synthèse, un mélange de monoxyde de carbone (CO) et d'hydrogène. La technique utilisée est soit le *vaporeformage\** de gaz naturel en présence d'eau, soit l'*oxydation partielle\** en présence d'oxygène. Le CO présent dans le mélange réagit avec l'eau au cours de l'étape de décalage-conversion pour former du CO<sub>2</sub> et de l'hydrogène. Le CO<sub>2</sub> est alors séparé de l'hydrogène, lequel peut être utilisé pour produire de l'énergie (électricité et ou chaleur) sans émission de CO<sub>2</sub>. [5]

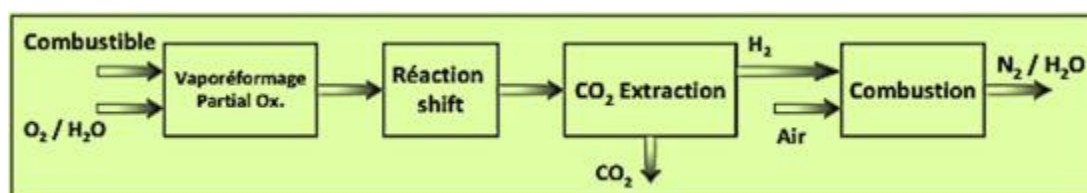
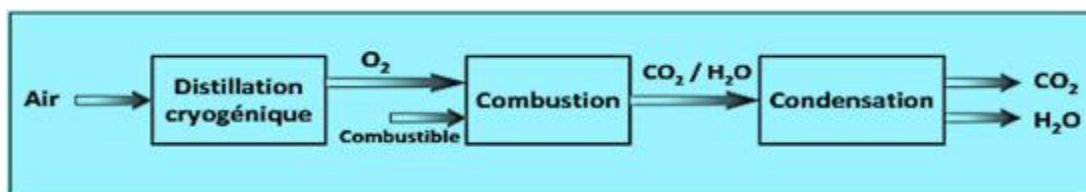


Figure I-3 : schéma d'un procédé de captage par précombustion

### 1.5.1.2 Oxycombustion

la combustion peut être réalisée dans une atmosphère riche en dioxygène (une concentration typiquement supérieure à 95%). La fumée produite contient alors uniquement du dioxyde de carbone et de la vapeur d'eau. L'inconvénient majeur de la capture du CO<sub>2</sub> par oxycombustion est la nécessité d'un flux à forte teneur en O<sub>2</sub> qui augmente de façon importante la pénalité énergétique liée au captage. Le développement de cette voie de captage du CO<sub>2</sub> est largement dépendant de l'amélioration de l'efficacité des méthodes de séparation O<sub>2</sub>/N<sub>2</sub> ainsi que de l'état de la centrale. [6]

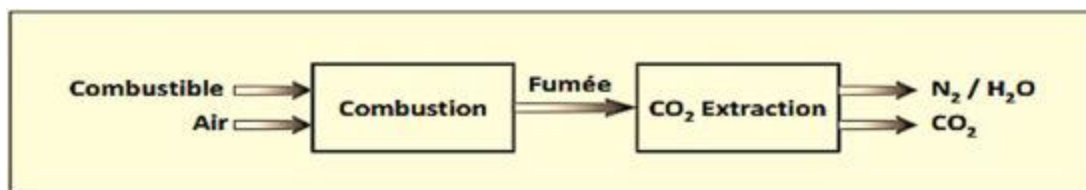
Le captage par oxycombustion. Cette méthode vise à augmenter la teneur en CO<sub>2</sub> des fumées de combustion en utilisant de l'oxygène à la place de l'air dans la combustion. [7]



*Figure 1-4 : schéma d'un procédé de captage par Oxycombustion*

### 1.5.1.3 Post-combustion

Le captage du CO<sub>2</sub> en postcombustion est la voie la plus directe puisque le CO<sub>2</sub> présent dans la fumée de combustion est capté en sortie de cheminée. Différents éléments font clairement apparaître que si le CSC devait être appliqué à moyen terme, l'étape de captage du CO<sub>2</sub> devrait se dérouler en postcombustion. La très grande majorité des centrales existantes ou en construction ne présente pas de système de captage d'ores et déjà intégré. Compte tenu de la durée de vie de ces centrales, la question de leur modernisation se pose et les possibilités d'implémentation de systèmes de captage du CO<sub>2</sub> sur ces anciennes centrales sont étudiées.[6]



*Figure 1-5 : schéma d'un procédé de captage en postcombustion*

|                        | Principales gaz composants                              | Températures | Pressions     |
|------------------------|---|--------------|---------------|
| <b>Post-combustion</b> | CO <sub>2</sub> , N <sub>2</sub>                        | > 75 °C      | Atmosphérique |
| <b>Pré-combustion</b>  | CH <sub>4</sub> , H <sub>2</sub> , CO <sub>2</sub> , CO | 20 – 30 °C   | ≥ 7 Bar       |

**Tableau.2** Conditions opératoires générales des mélanges de gaz, en post et pré combustion

### I.5.2. Transporter le CO<sub>2</sub>

Différentes techniques existent pour transporter le CO<sub>2</sub> du lieu de capture au site de stockage. Compte tenu des volumes à déplacer, les seules solutions possibles pour le transport de ce gaz à grande échelle sont les pipelines et les navires. Dans le cas du transport maritime, avec des bateaux du même type que ceux utilisés pour le gaz de pétrole liquéfié, le CO<sub>2</sub> peut être transporté sous forme liquide à pression modérée et à basse température.

Dans les canalisations terrestres ou maritimes, il sera en phase dense, sous une pression supérieure à 74 bar (état supercritique) ; il est aussi envisagé de le transporter à l'état liquide. Dans tous les cas, le transport du CO<sub>2</sub> implique de le déshydrater et de le comprimer, et la présence d'impuretés peut gêner le processus. Le transport par gazoduc est déjà couramment utilisé aux États-Unis. [5]



*Figure I.6 : Le CO<sub>2</sub> peut se transporter par gazoduc du même type que ceux utilisés pour le transport du gaz naturel. [5]*

### I.5.3. Stocker le CO<sub>2</sub>

Malgré l'éventail des mesures alternatives proposées pour lutter contre l'effet de serre (économies d'énergie, transports propres, énergies renouvelables...), le recours à la capture et au stockage géologique du dioxyde de carbone à la source est une mesure supplémentaire indispensable pour limiter le réchauffement de la planète. Il s'agit de fait de remettre dans le sous-sol, sous forme de CO<sub>2</sub>, une partie du carbone qu'on en a extrait sous forme d'hydrocarbures ou de charbon.

Plus d'un tiers des émissions de CO<sub>2</sub> dans le monde est produit par des sources concentrées (centrales thermiques, cimenteries, raffineries, usines sidérurgiques...) 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 CO<sub>2</sub>. Cette filière aujourd'hui en plein développement offre une solution de transition en attendant l'arrivée de nouvelles formes d'énergies non polluantes. [5]

### **I.5.3.1. stockage géologique**

Après sa capture, le CO<sub>2</sub> doit être stocké dans le sous-sol profond pour des durées importantes pouvant couvrir plusieurs siècles, et ceci en toute sécurité. Les options envisagées pour le stockage géologique sont :

#### **❖ le stockage dans les aquifères profonds**

Première filière en termes de capacité et de répartition géographique ; les experts estiment les capacités de stockage dans les aquifères à plusieurs milliers de milliards de tonnes ;

#### **❖ le stockage dans les gisements de pétrole et de gaz épuisés**

une option d'autant plus intéressante que l'injection de CO<sub>2</sub> peut aider à mieux récupérer du pétrole supplémentaire ; le stockage dans les veines de charbon des gisements non encore exploités, l'injection pouvant s'accompagner d'une production de méthane (gaz naturel) valorisable commercialement ;

#### **❖ le stockage dans des roches basiques (basaltes, péridotites...)**

assurant en même temps la minéralisation du CO<sub>2</sub> par carbonatation des silicates.

Un temps envisagé, le stockage océanique fait partie des options qui ont été abandonnées en raison des grandes incertitudes à la fois sur l'impact à long terme d'une augmentation de CO<sub>2</sub> sur l'écosystème marin et aussi sur le temps de résidence du CO<sub>2</sub> dans l'océan.

Dans tous les cas, les aspects techniques, financiers et sociétaux devront être encore traités pour que cette idée nouvelle se concrétise et accompagne efficacement la politique de réduction des gaz à effet de serre dans l'atmosphère. [5]

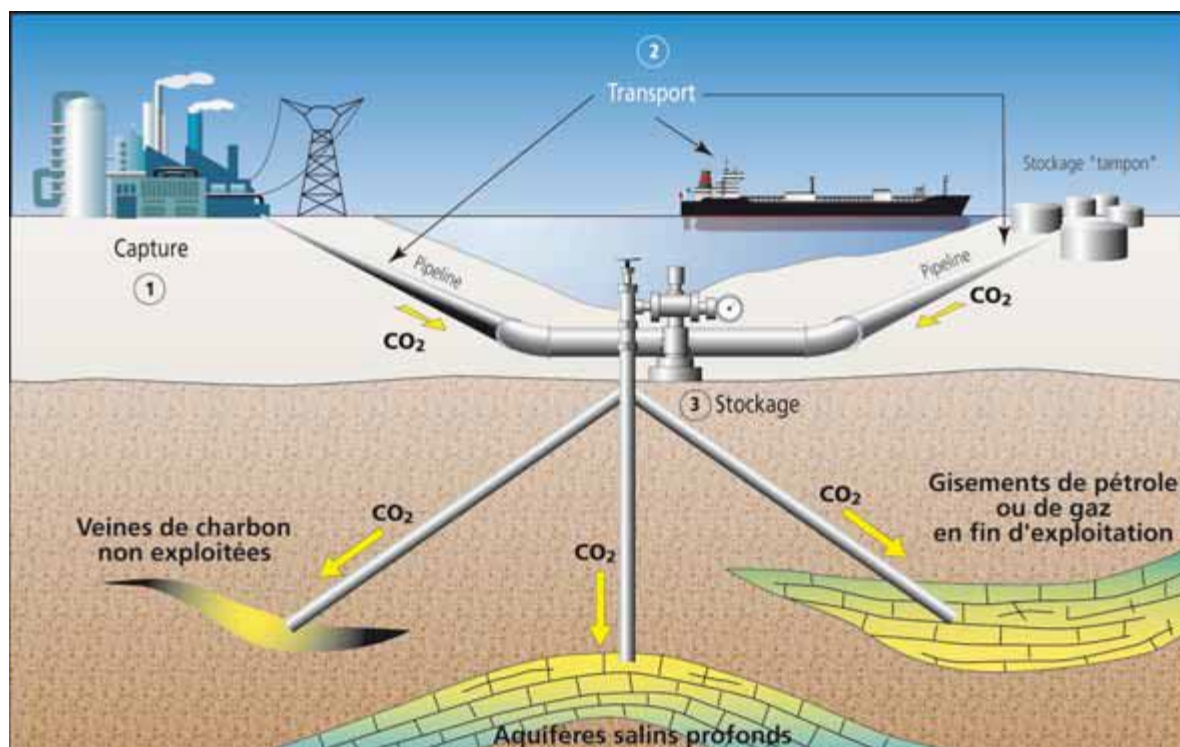
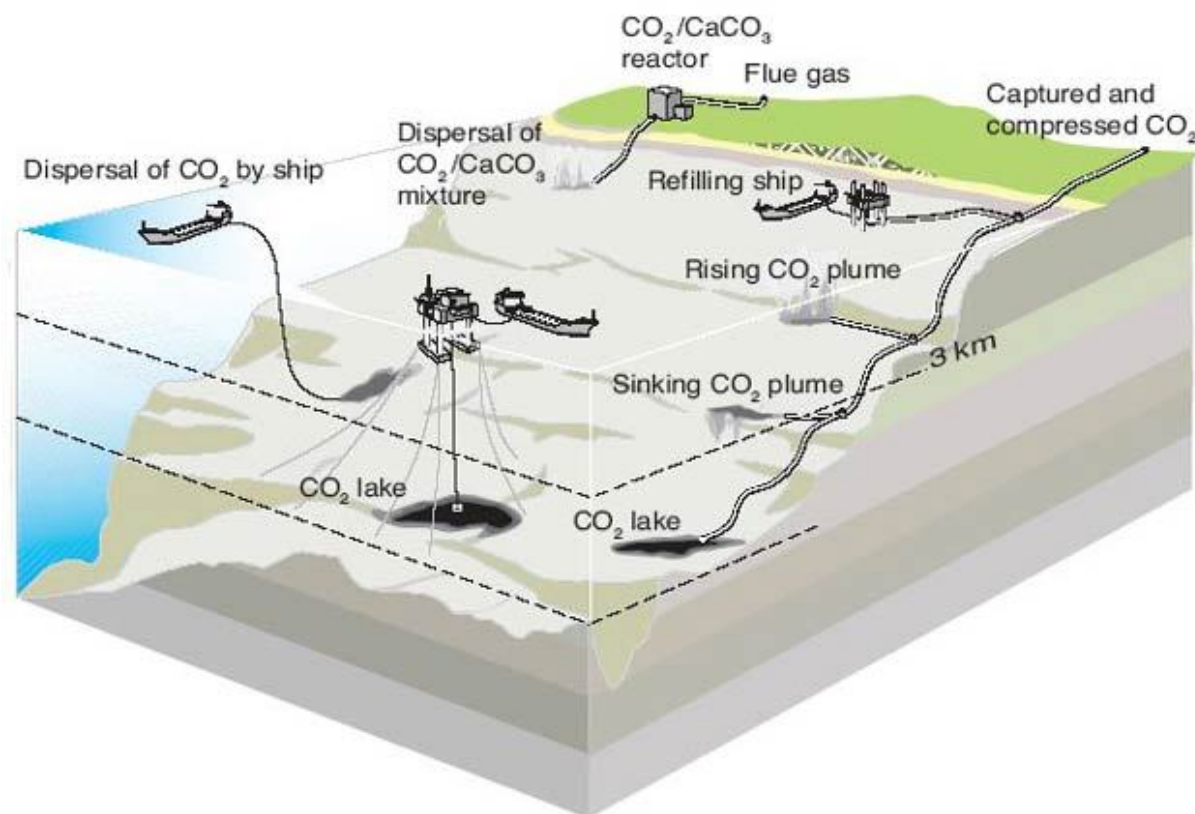


Figure .I.7 : Principales options pour la capture, le transport et le stockage géologique du CO<sub>2</sub>.

### I.5.3.2. Stockage océanique

Une des formes de stockage possibles serait d'injecter directement le CO<sub>2</sub> piégé dans les océans (à plus de 1 000 m de profondeur), où la plus grande partie serait isolée de l'atmosphère pendant des siècles. Le CO<sub>2</sub> pourrait être acheminé par gazoduc ou par navire jusqu'à l'emplacement choisi et injecté dans la colonne d'eau ou déposé au fond de l'océan. Le gaz dissous et dispersé s'intégrerait ensuite au cycle global du carbone. La figure.8 présente les principales méthodes envisageables. La possibilité de procéder à un stockage océanique n'a pas encore été testée ou démontrée lors de projets pilotes, la technique étant encore à l'étape de la recherche. Cependant, certaines expériences modestes ont été menées sur le terrain et l'on réalise depuis 25 ans des études théoriques, des expériences en laboratoire et des simulations par modèles. [2]



*Figure .I.8. Méthodes de stockage dans les océans.*

## I.5. 4. procédé de séparation

### I.5.4.1.Séparation par Absorption

est le transfert d'une substance gazeuse (soluté) dans une phase liquide (solvant). Le procédé est généralement accompagné des réactions chimiques dans la phase liquide dans le but de déplacer l'équilibre thermodynamique et de favoriser le transfert de matière entre les phases. Les avantages de la méthode sont le recyclage du solvant et le savoir-faire consolidé de la technique. [8]

une phase d'absorption dans laquelle le gaz à traiter est mis en contact avec un solvant qui absorbe sélectivement le CO<sub>2</sub>. Le solvant chargé en CO<sub>2</sub> est récupéré en fond d'absorbeur et les gaz épurés sortent en tête. [9]

### I.5.4.2 Séparation par Adsorption

L'adsorption est un phénomène de surface au cours duquel des molécules (gazeuses dans notre cas) viennent se fixer de façon réversible sur un substrat solide (l'adsorbat). Des procédés fonctionnant suivant ce principe sont utilisés couramment pour retirer l'eau, le soufre, le mercure et certaines fractions lourdes contenus dans le gaz naturel. L'adsorption

préférentielle des composants à séparer peut se faire par un mécanisme thermodynamique, stérique ou cinétique. Comme pour les techniques basées sur le phénomène d'adsorption, cette technique comprend une première phase au cours de laquelle l'espèce visée s'adsorbe sur le substrat, et une seconde servant à régénérer l'adsorbant. Les techniques utilisées, appelées PSA ("Pressure Swing Adsorption") ou TSA ("Thermal Swing Adsorption") sont robustes et éprouvées et sont opérées en lits fixes, fluidisés ou circulants. En revanche, on estime que la capture du CO<sub>2</sub> par adsorption n'est pas intéressante au-delà d'une concentration de CO<sub>2</sub> dans le gaz à traiter supérieure à 2 % molaire, en raison de la trop grande quantité d'adsorbant qu'il serait nécessaire d'utiliser dans ce cas. De plus, ces technologies sont limitées à un débit d'alimentation en gaz plus faible que ce lui à traiter et rencontré habituellement avec les gaz de production. [9]

#### **I.5.4.3 La Séparation Cryogénique**

est une technologie relativement nouvelle de captage du CO<sub>2</sub> basée sur la suppression cryogénique du CO<sub>2</sub>. Cette technologie repose sur l'hypothèse qu'avant le refroidissement, tous les autres gaz issus de la combustion à l'exception de N<sub>2</sub> et de CO<sub>2</sub> sont éliminés. Le gaz restant est ensuite envoyé dans une chambre cryogénique où la température et la pression sont manipulées pour liquéfier le CO<sub>2</sub>.

Le CO<sub>2</sub> se condense et le N<sub>2</sub> reste sous l'état gazeux et s'échappe par une sortie au sommet de la chambre. Grands avantages de la capture cryogénique du CO<sub>2</sub> est que le procédé nécessite aucun absorbant chimique et il peut être exploité à la pression atmosphérique. Les principaux inconvénients sont les étapes coûteuses pour éliminer la teneur en eau du courant d'alimentation avant l'unité de refroidissement ainsi que la chute l'efficacité en raison de la formation progressive d'une couche de CO<sub>2</sub> solide sur les surfaces d'échangeur de chaleur. [8]

#### **I.5.4.4 Séparation par Membranaire**

L'utilisation de membranes perméables pour la séparation de gaz acides est un procédé dont l'intérêt a fortement cru au cours des dernières années. Le principe de la séparation repose sur les différences d'affinité, de taille ou de diffusivité des constituants du gaz au travers de la membrane. L'eau, le CO<sub>2</sub> et l'H<sub>2</sub>S sont considérés comme de "bons" diffuseurs car ils peuvent traverser une membrane plus facilement que les hydrocarbures.

Les membranes qui sont préférentiellement utilisées dans l'industrie du gaz naturel sont généralement des membranes polymères non poreuses. La plupart des simulations concernant des unités de séparation de CO<sub>2</sub> du gaz naturel basées sur l'utilisation de contacteurs

membranaires, montrent qu'une configuration à 2 ou 3 étages de séparation serait nécessaire pour être efficace et économiquement compétitive. La séparation par membrane est un procédé énergétiquement avantageux car il ne nécessite pas d'étape de régénération et/ou de changement de conditions opératoires pour récupérer le CO<sub>2</sub>. [9]

| <b>Technique</b>      | <b>% de CO<sub>2</sub> en Alimentation</b> | <b>Pureté en CO<sub>2</sub> (%)</b> | <b>Exigence Energetique</b>              |
|-----------------------|--|-------------------------------------|--|
| <b>Absorption [1]</b> | <b>&gt;5</b>                               | >95                                 | 4-6 MJ.kgCO <sub>2</sub> <sup>-1</sup>   |
| <b>Adsorption [2]</b> | <b>&gt;10</b>                              | 75-90                               | 5_8 MJ.kgCO <sub>2</sub> <sup>-1</sup>   |
| <b>Cryogenic [3]</b>  | <b>&gt;5</b>                               | 99,99                               | 6-10 MJ.kgCO <sub>2</sub> <sup>-1</sup>  |
| <b>Membrane [4]</b>   | <b>&gt;15</b>                              | 80-95                               | 0.5-6 MJ.kgCO <sub>2</sub> <sup>-1</sup> |

*Tableau I-3 : caractéristiques générales des procédés de captage du CO<sub>2</sub> : efficacité et applicabilité [8]*

## Références

[1] [www.iaea.org/inis/collection/NCL\\_collection\\_store/-public/](http://www.iaea.org/inis/collection/NCL_collection_store/-public/)

[2] **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... (2005)

[3] P. le prince. Procédés de transformation. Edition Technip-1998

[4] **W. GUERMAZI**, « Cours de pollution nuisances », l'Université de GABES. p 16 2016-2017

[5] **J. Varet**, « La capture et stockage géologique du CO<sub>2</sub> », les enjeux des Géosciences, (2005)

[6] **C. MAKHLOUFI**, thèse de doctorat, « Etude expérimentale et modélisation d'un procédé de captage du CO<sub>2</sub> en postcombustion par l'ammoniac à l'aide de contacteurs membranaires : du matériau à l'évaluation de l'intensification de l'absorption » ; l'Université de Lorraine, pp 28-29 2013.

[7] **A. BOUCHEMOUA**, thèse de doctorat, « Etude du captage du CO<sub>2</sub> par la cristallisation déshydrates de gaz ». Ecole nationale supérieure des mines, SAINT-ETIENNE, p3 juillet 2012

[8] **Aras Ahmadi**, thèse de doctorat, « Modélisation de l'absorption réactive multiconstituant : application au traitement des gaz acides par des solvants aux alcanolamines », l'Université de Toulouse, pp 10-11 septembre 2011,

[9] **Marvin José RICAURTE FERNÁNDEZ**, thèse de doctorat, « Séparation du CO<sub>2</sub> d'un mélange CO<sub>2</sub>-CH<sub>4</sub> par cristallisation d'hydrates de gaz : Influence d'additifs et effet des conditions opératoires », l'Université de Pau et des Pays de l'Adour, p 6 novembre 2012.

## I.1. Introduction

Le procédé d'*absorption* implique la séparation d'un mélange gazeux par un solvant liquide. Le procédé inverse c'est à dire extraire le gaz d'un liquide est appelé *stripage*. le but du procédé d'absorption est de transférer le soluté contenu dans un gaz vers un solvant liquide. Il s'agit soit de purifier un gaz de certains constituants indésirables, soit de récupérer un gaz désiré du mélange. Le gaz à traiter est dit **gaz riche**, la charge dépourvue du soluté visé est dite **gaz pauvre**. le solvant est dit pauvre lorsqu'il est pur et riche lorsqu'il transporte le soluté extrait de la charge.

Le contact est réalisé dans une colonne à plateaux ou à garnissage, appelé **absorbeur**. Le solvant pauvre est introduit en tête de colonne et descend à *contre courant* du gaz riche qui remonte la colonne.

Le solvant riche en soluté est alors transféré vers le **régénérateur** pour extraire le soluté et par la suite réinjecter le solvant redevenu pur en tête de l'absorbeur du solvant. Ainsi on réalise un procédé continu. [1]

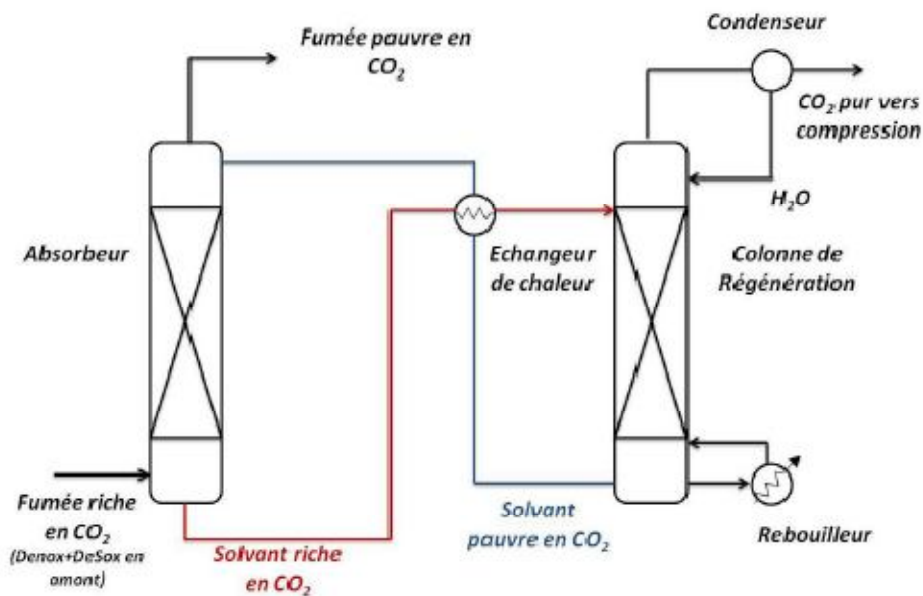


Figure .II.1. Le procédé d'absorption

## II.2. les différents mode de la colonne d'absorption

L'application du principe d'absorption repose sur la mise en contact de la phase gazeuse et de la phase liquide dans un « contacteur gaz- liquide ». Cette mise en contact sera d'autant plus efficace que la surface d'échange sera importante.

Il existe plusieurs types de contacteur gaz-liquide. Les absorbeurs les plus couramment utilisés sont les colonnes à garnissage, fonctionnant à contre-courant et les colonnes à plateaux. [2]

### II.2.1. LES COLONNES A PLATEAUX

Les colonnes à plateaux ont à l'origine été inventées pour la distillation, mais elles peuvent également être utilisées comme absorbeur. Les plateaux munis de déversoirs sont particulièrement bien adaptés pour l'absorption.

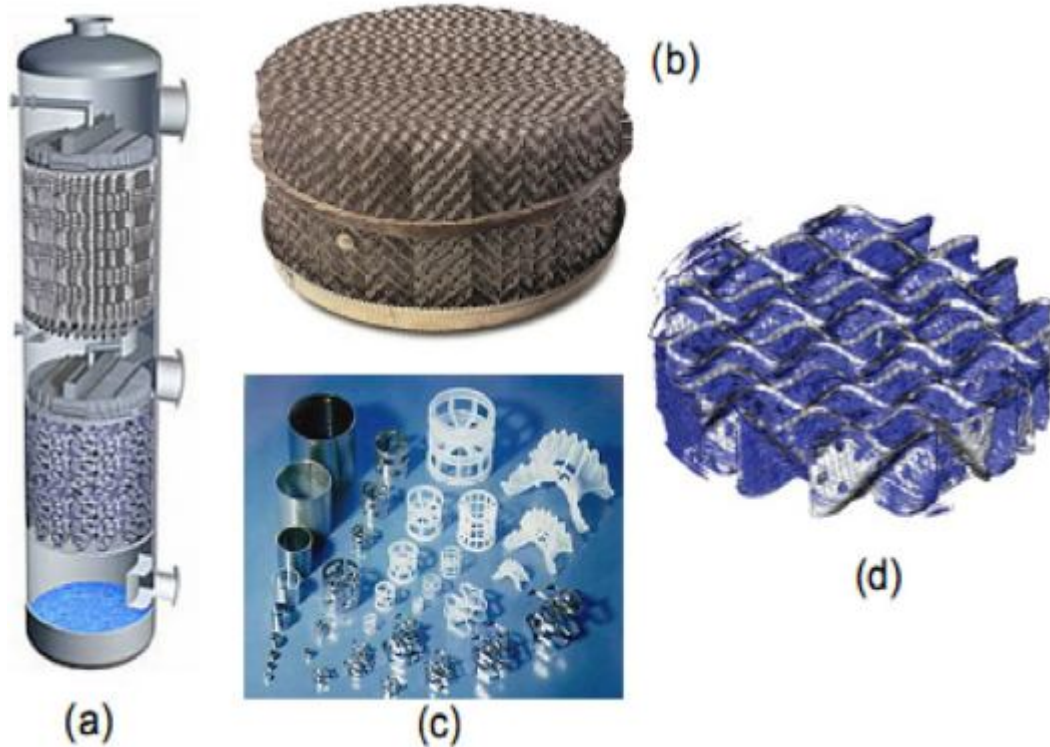
Les plateaux, éléments actifs d'une colonne, sont en fait conçus pour assurer la dispersion de la phase gazeuse au sein du liquide en utilisant directement l'énergie de pression de cette phase gazeuse. Les dispositifs de dispersion divisent la vapeur en jets indépendants et augmentent la surface de contact avec le liquide.

Au sein des colonnes à plateaux, le mouvement de la phase liquide a toujours lieu du haut vers le bas.

### II.2.2. LES COLONNES À GARNISSAGE

Une colonne à garnissage est une colonne qui est remplie d'éléments permettant d'augmenter la surface de contact entre la phase gazeuse et la phase liquide. Ce sont ces éléments qui constituent le garnissage [4].

**Les garnissages :** les garnissages sont des pièces formées régulièrement en métal, céramique, verre, graphite, ou matière plastique. Ils sont utilisés dans les colonnes sous forme de remplissage en vrac. La figure II.2 illustre les différents types de garnissage utilisés [5].



**Figure II.2.** : (a) Schéma d'une colonne à garnissage, (b) Garnissage structuré, (c) Garnissage en vrac, (d) Image d'un ruissellement de film liquide le long d'un garnissage[3]

La colonne contient également [3]:

- dans sa partie inférieure, un plateau pour supporter le garnissage et un injecteur de gaz ;
- dans sa partie supérieure, un distributeur de liquide et parfois un dévésiculeur ;
- parfois un redistributeur.

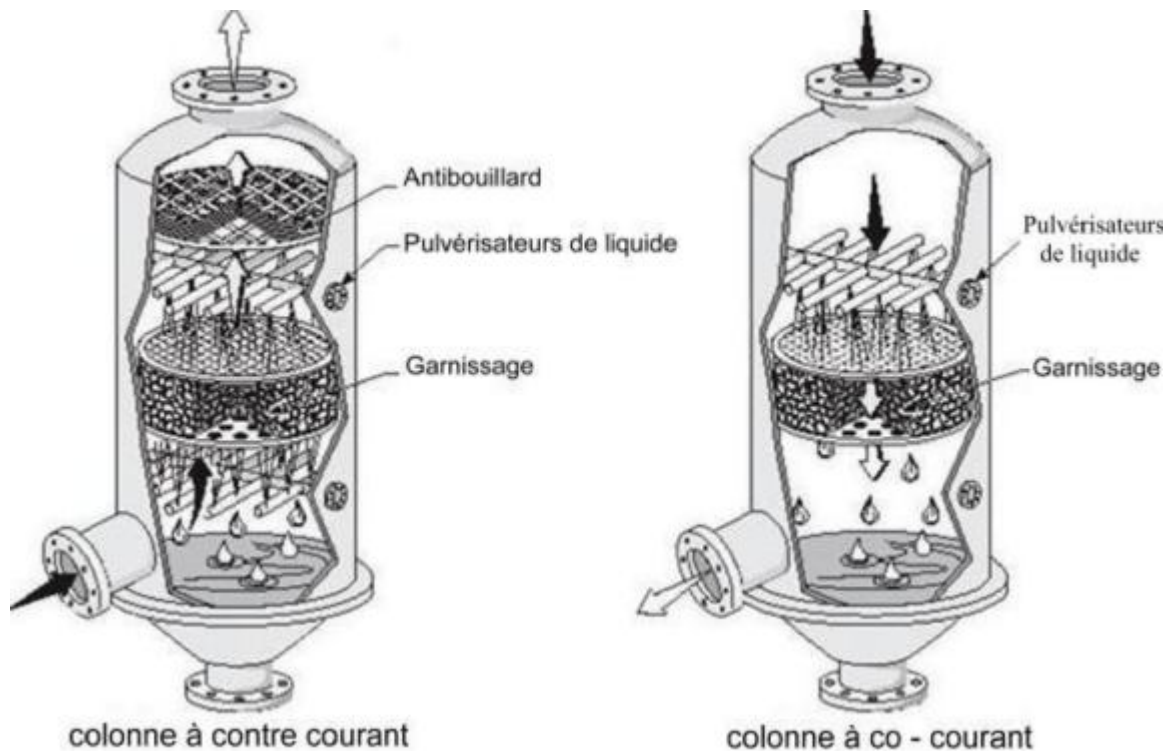
En considérant la façon d'alimenter la colonne en gaz et en liquide, on peut distinguer trois types de colonnes :

#### *a. Colonnes à contre-courant*

Les colonnes à contre-courant sont les plus utilisées. Le gaz à traiter entre par le bas de la colonne, traverse le garnissage et sort en tête de colonne. La phase gaz passant par la colonne garnie est forcée, en raison de la présence du garnissage, de changer souvent de direction d'écoulement. Ceci permet de bien mélanger les deux phases. Ce type d'écoulement est celui qui présente l'efficacité théorique la plus importante. Contrairement aux deux autres types de colonne à garnissage (Co-courant et courants croisés). [6]

### *b. Colonnes à Co-courant*

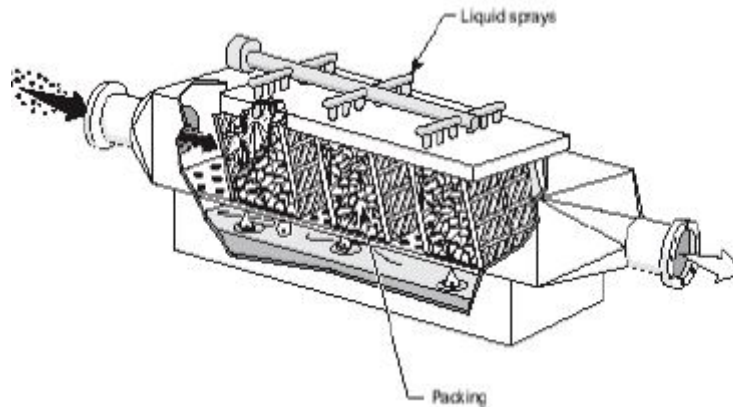
Les deux phases sont introduites en tête de colonne et descendent ensemble, en passant par le garnissage, vers la base de l'absorbeur. Cet arrangement permet à la colonne de fonctionner avec des débits plus grands, car dans cette configuration les problèmes liés à l'engorgement n'existent plus. [6]



**Figure II.3.** Différents arrangements de distribution des phases dans les colonnes à garnissage [3].

### *c. Colonnes à courant croisé*

Ces colonnes sont horizontales. Le gaz est introduit à une extrémité et le liquide est introduit perpendiculairement au gaz par la partie supérieure de la colonne. Le lit garni est mouillé par ce liquide. Parfois, du liquide peut être introduit par la même extrémité que le gaz, par un dispositif spécifique (injecteur) pour améliorer le taux de mouillage du lit. Comme le montre le schéma ci-dessous, la section frontale du garnissage est inclinée par rapport à la direction du courant du gaz. L'inclinaison permet au liquide de descendre en bas de la colonne avant que le gaz ne le renvoie vers le haut (entraînement) et ceci permet d'optimiser la surface du garnissage mouillée et par conséquent la surface effective d'absorption. [6]



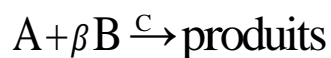
*Figure II.4 : distribution des phases dans une colonne à courant croisé*

## II.3 Nature de l'absorption

### II.3.1. l'absorption chimique

Elle correspond à la dissolution d'un soluté dans un liquide avec formation d'un composé chimique plus ou moins stable.

Généralement les procédés industriels d'épuration d'effluents liquide et gazeux, mettent souvent en œuvre une réaction chimique en phase liquide. Si on considère un système gaz-liquide contenant un gaz absorbé A qui réagit de façon réversible ou irréversible avec un réactif B dissous dans le liquide. Le composé A est transféré de la phase gaz vers la phase liquide où il se dissout et réagit avec B, en présence du catalyseur C.



L'absorption d'un gaz accompagnée de réaction chimique en phase liquide permettra d'améliorer l'efficacité de la séparation ( par exemple l'absorption du CO<sub>2</sub> dans une solution aqueuse de carbonate, d'amine, etc....) , et la sélectivité de la séparation ( par exemple l'absorption du CO<sub>2</sub> et H<sub>2</sub>S dans des solutions d'éthanol amine ) [7] .

### II.3.2. l'absorption physique

Lors de l'absorption gaz-liquide sans réaction chimique, le soluté est transféré à travers l'interface de la phase gazeuse vers la phase liquide, puis dissolution dans la phase liquide, sans donner lieu à une réaction chimique.

Dans ce type d'opération le constituant absorbé ne réagit pas avec le solvant. La concentration à l'équilibre du constituant absorbé dépend fortement de la pression partielle dans la phase gazeuse[8].

#### II.3.2.1. Transfert de matière entre phases

L'absorption est le phénomène global du passage d'un gaz contenu dans un mélange gazeux, ou dans gaz pur, dans une solution liquide, Tous les modèles théoriques de transfert de matière en phase liquide ont pour but, de permettre une analyse de la migration du soluté gazeux vers la phase liquide dans les appareils d'absorption. Le flux de transfert de matière est donné peut être par la loi de Fick [9] :

$$N_{A=} = -D_A \frac{\partial C_A}{\partial Z}$$

**D<sub>A</sub>** : Coefficient de diffusion de A dans le milieu considéré (m/s).

**N<sub>A</sub>** : Flux transféré par unité d'aire interfaciale (mole/m.s).

**Z** : Distance de transfert (m).

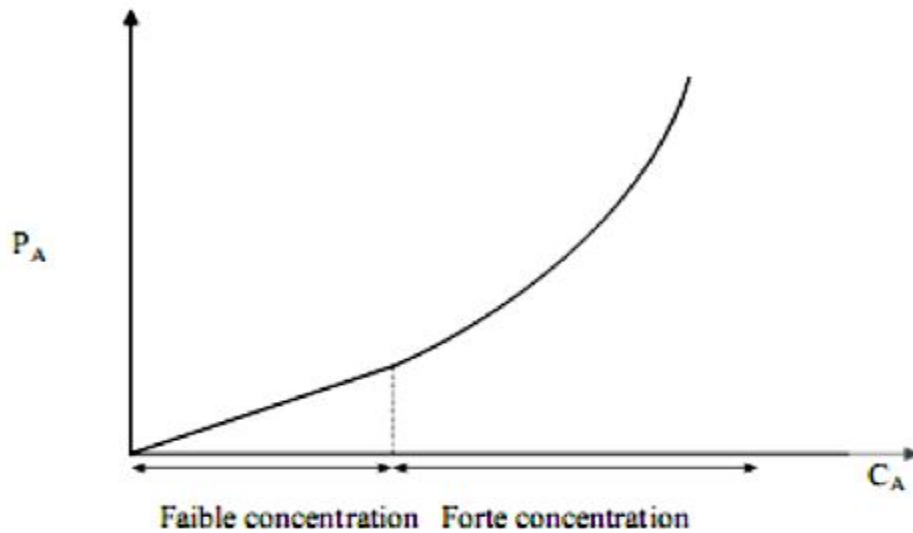
##### II.3.2.1.1. Le concept d'équilibre

La condition essentielle pour qu'il ait transfert de matière ou diffusion entre deux points situés à l'intérieur d'une seule phase, est donc l'existence d'un potentiel, la plupart du temps exprimé sous forme d'une différence de concentration. Si on envisage maintenant le passage d'un composé d'un mélange d'une phase à une autre, on s'aperçoit que ce concept de différence de concentration n'est plus adéquat. Il faut donc modifier le critère de potentiel et introduire la notion d'équilibre entre phases. Cet équilibre peut exister entre deux phases liquides ou entre une phase liquide et une phase gazeuse ...etc.

Donc, dans le cas d'un système hétérogène (c-à-d deux phases en contact), la quantité maximale de matière pouvant passer d'une phase à l'autre peut être estimée à partir des principes d'équilibres entre phases. Dans un système à l'équilibre, il n'y a pas de diffusion du composé entre les deux phases. La diffusion du composé entre les phases se produit afin de

mener le système vers des conditions d'équilibre. Si le temps de contact est suffisant, les concentrations d'équilibre pourront être observées [10].

La courbe d'équilibre représentant la distribution d'un composé entre une phase gazeuse et une phase liquide à l'équilibre est représentée sur la figure II.5



**Figure II.5.** Distribution du soluté A à l'équilibre entre la phase gazeuse et la phase liquide à une température donnée [8].

Avec :

$C_A$  : Concentration du composé A dans la phase liquide (mole/ m ).

$P_A$  : Pression partielle du composé A dans la phase gazeuse (atm).

Dans la zone des faibles concentrations (solutions diluées), la courbe d'équilibre est caractérisée par une droite. Celle-ci peut être exprimée par une relation linéaire, connue sous le nom de «loi de HENRY ». À l'équilibre de dissolution, il y a toujours proportionnalité entre la pression partielle du soluté dans la phase gazeuse et sa concentration dans la phase liquide (loi de HENRY) [8].

✓ La loi de HENRY étant :

$$P_A = H \cdot C_A$$

Où :

$H$  : Etant la constante de HENRY,

$C_A$  : Etant la concentration à l'équilibre dans la phase liquide du composé A ; (mole/ m ).

$P_A$  : Etant la pression partielle à l'équilibre dans la phase gazeuse du composé A. (atm).

En addition, les lois de Dalton et de Raoult s'appliquent à l'étude théorique des équilibres liquide-gaz de certains mélanges particuliers. Elles relient les pressions partielles du système gaz-liquide à la teneur du gaz dans le solvant ou à sa pression maximale de vapeur.

✓ **Loi de DALTON**

D'autre part, la formule de HENRY se transforme en tenant compte de la formule de DALTON, valable avec les gaz parfaits :

$$p = y \cdot P_t$$

**p** : pression partielle du soluté dans la phase gazeuse

**y** : titre molaire du soluté dans la phase gazeuse.

**P<sub>t</sub>** : pression totale du système.

Le coefficient *m* joue le même rôle que le coefficient de partage dans l'extraction liquide-liquide. Cette formule est utilisée parfois pour tracer la courbe de distribution exprimée en titres molaires : droite passant par l'origine des axes de coordonnées[8].

✓ **Loi de RAOULT**

C'est une loi limite valable pour les mélanges parfaits (ou idéaux), c'est-à-dire constitués de corps de structures voisines. A température constante, pour un gaz en équilibre avec une solution idéale, la pression partielle du soluté dans la phase gazeuse est égale au produit de la pression maximale de vapeur du soluté par son titre molaire dans la solution.

$$p = x \cdot P_0$$

### **II.3.2.1.2. Modeles de presentation du transfert entre phases**

Durant le processus d'absorption, il y a des nombreux modèles qui représentent le transfert de matière entre phases (liquide et gaz) les plus connus de ces modèles sont[9] :

- **Modèle du double film (1924)**
- **Modèle de pénétration (1935)**
- **Modèle de renouvellement de l'interface (1951)**

### II.3.2.2. La relation d'équilibre

Le rapport entre les compositions de composant (i) dans la phase liquide et la phase vapeur (gaz) peut être exprimé par la relation suivante [11] :

$$y_i = \alpha x_i$$

Où :

**y** : la composition en phase gazeuse (moles de soluté / mole de liquide inerte)

**x** : la composition de la phase liquide (moles de soluté / mole de vapeur inerte)

**i** : représente l'étape i (phase i)

**$\alpha$**  : paramètre (constante) d'équilibre (dépend de composition, de température et par fois de volatilité) .

## II.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 [12].

### II.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 (CO<sub>2</sub>) 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  $\Phi$  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[13].

$$L_0 = L_S = \text{cte} = L \quad (\text{II. 1})$$

$$G_0 = G_S = \text{cte} = G \quad (\text{II.2})$$

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

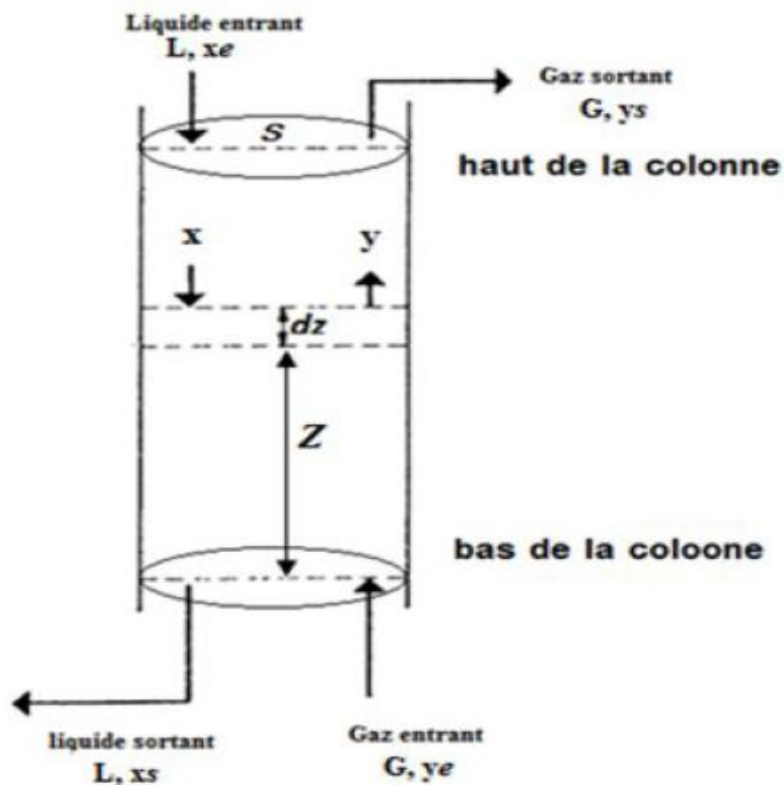


Figure II.6. Colonne d'absorption [12].

$$G.y_e + L.x = G.y + L.x_s \quad (\text{II.3})$$

Soit :

$$\frac{L}{G} = \frac{y_e - y}{x_s - x} \quad (\text{II.4})$$

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 :

$$G.dy = L.dx = dN \quad (\text{II.5})$$

Où :

dN: représente le flux de soluté transféré d'une phase à l'autre dans la tranche de volume S.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  $m^2.m^{-3}$ ) 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 :

$$dN = k_G (A.S.dz)(y - y_i) \quad (\text{II.6})$$

Et sur la phase liquide :

$$dN = k_L (A.S.dz)(x_i - x) \quad (\text{II.7})$$

( $y - y_i$ ) 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 :

$$dN = k_G (A.S.dz)(y - y^*) \quad (\text{II. 8})$$

$$dN = k_L (A.S.dz)(x^* - x) \quad (\text{II. 9})$$

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 (II.5)  $dN$  par son expression tirée de (II.8) et (II.9), et en séparant les variables on obtient

$$dz = \frac{G}{A.S.K_G} \frac{dy}{y - y^*} = \frac{L}{A.S.K_L} \frac{dx}{x^* - x} \quad (\text{II.10})$$

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

$$Z = \frac{G}{A.S.K_G} \int_{y_s}^{y_e} \frac{dy}{y - y^*} = \frac{L}{A.S.K_L} \int_{x_e}^{x_s} \frac{dx}{x^* - x} \quad (\text{II.11})$$

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

$$\int_{x_e}^{x_s} \frac{dx}{x^* - x} = 1 \quad (\text{II.12})$$

$$\int_{y_s}^{y_e} \frac{dy}{y - y^*} = 1 \quad (\text{II.13})$$

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 :

$$HUT_G = \frac{G}{A.S.K_G} \quad \text{et} \quad HUT_L = \frac{L}{A.S.K_L} \quad (\text{II.14})$$

$$NUT_G = \int_{y_s}^{y_e} \frac{dy}{y - y^*} \quad \text{et} \quad NUT_L = \int_{x_e}^{x_s} \frac{dx}{x^* - x} \quad (\text{II.15})$$

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

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

$$Z = \text{HUT}_G \times \text{NUT}_G = \text{HUT}_L \times \text{NUT}_L \quad (\text{II. 16})$$

#### II.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 II.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[14].

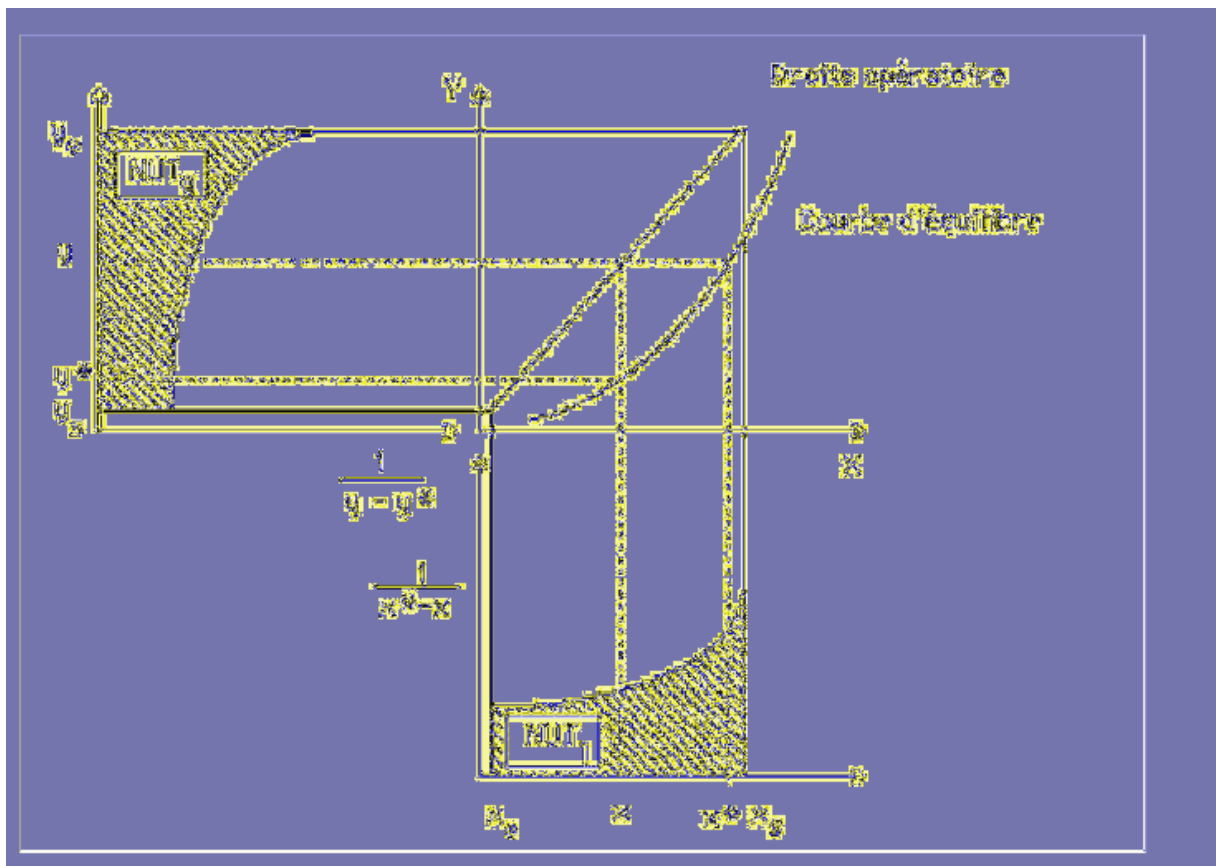


Figure II.7. Calcul du nombre d'unités de transfert par intégration graphique [12].

### II.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 (II.11) simplifiée donne :

$$\frac{K_G A S}{G} = \int_{y^*}^{y_2} \frac{dy}{y - y^*} \quad (\text{II.17})$$

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

$$NUT_{OG} = \int_{y_1}^{y_2} \frac{dy}{(y - y^*)} \quad (\text{II.18})$$

Ce nombre mesure la difficulté d'une séparation.

Ecrivons l'équation de la droite opératoire sous la forme  $y = kx + q$  (II.19)

$k$  : pente de la droite opératoire

Et l'équation de la droite d'équilibre sous la forme  $y^* = Kx$  (II.20)

$K$  : Pente de la droite d'équilibre

De l'équation (II. 19) nous tirons  $x = \frac{y-q}{k}$  et en portant dans (II.20) :  $y^* = K \frac{y-q}{k}$  ce qui permet de calculer  $(y - y^*)$  [14]:

$$y - y^* = y - K \left( \frac{y - q}{k} \right) = \frac{y(k - K) + Kq}{k} \quad (\text{II.21})$$

Et

$$\int_{y_1}^{y_2} \frac{dy}{(y - y^*)} = \int_{y_1}^{y_2} \frac{k dy}{y(k - K) + Kq} \quad (\text{II.22})$$

L'intégration donne :

D'où :

$$NUT_{OG} = \frac{k}{k - K} \left[ \ln \left( \frac{y(k - K) + Kq}{k} \right) \right]_{y_1}^{y_2} \quad (\text{II.23})$$

$$NUT_{OG} = \frac{k}{k-K} \ln \frac{y_e(k-K) + Kq}{y_s(k-K) + Kq} \quad (\text{II.24})$$

$$NUT_{OG} = \frac{k}{k-K} \ln \frac{y_e + \frac{Kq}{(k-K)}}{y_s + \frac{Kq}{(k-K)}} \quad (\text{II.25})$$

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

$$NUT_{OG} = \frac{k}{k-K} \ln \left( \frac{y_e}{y_s} \right) \quad (\text{II.26})$$

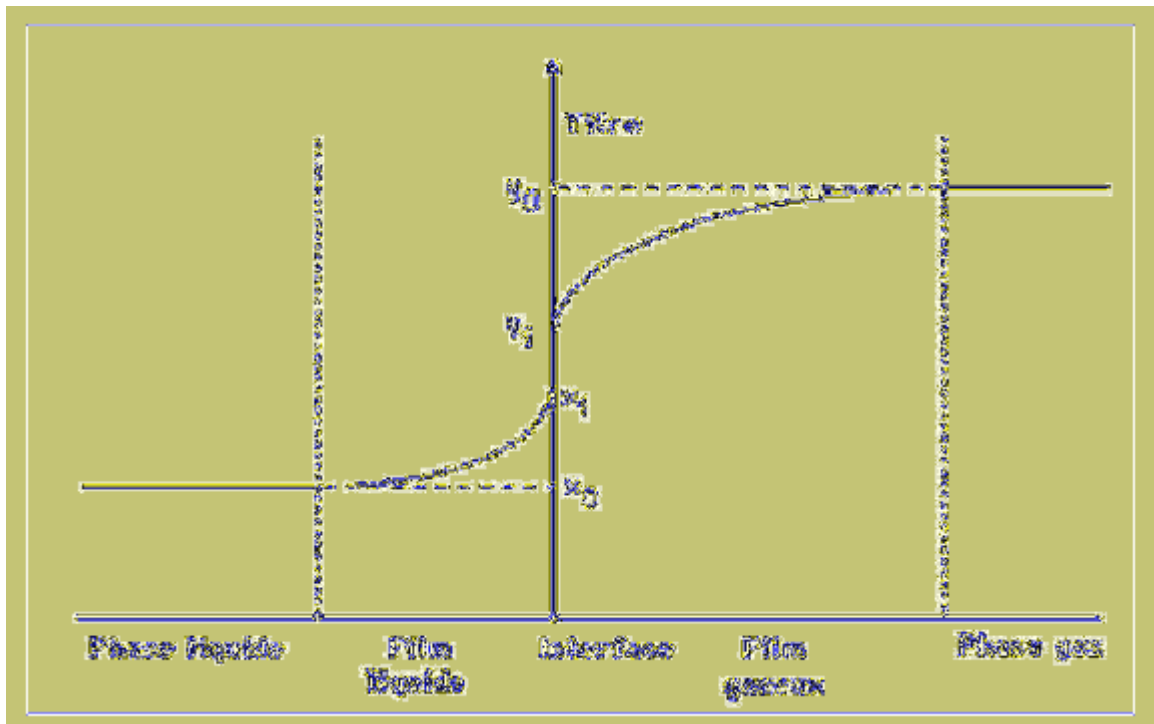
#### II.4.2. Calcul de la hauteur d'une unité de transfert

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 II.8.** Variations des concentrations dans les films gaz-liquide [12].

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 :

$$n = k_L (x_i - x) = k_G (y - y_i) \quad (\text{II.27})$$

$$n = k_L (x^* - x) = k_G (y - y^*) \quad (\text{II.28})$$

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 II.9) égale à :

$$K = \frac{y_i - y^*}{x_i - x} \quad (\text{II.29})$$

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

$$(y - y^*) = (y - y_i) + (y_i - y^*) = (y - y_i) + K(x_i - x) \quad (\text{II.30})$$

Soit, à l'aide de (II.27) et (II.28):

$$\frac{y - y^*}{K_G} = \frac{y - y_i}{K_G} + \frac{y_i - y^*}{K_L} \Rightarrow \frac{1}{K_L} = \frac{1}{K_G} + K \frac{1}{K_L} \quad (\text{II.31})$$

Ou en terme de hauteur d'unité de transfert :

$$HUT_{OG} = HUT_{OG} + K \cdot \frac{G}{L} \cdot HUT_L \quad (\text{II.32})$$

Avec :

$$HUT_L = \frac{L}{A \cdot S \cdot k_L} \quad (\text{II.33})$$

$$HUT_G = \frac{G}{A \cdot S \cdot k_G} \quad (\text{II.34})$$

De même, on tirerait :

$$\frac{1}{K_L} = \frac{1}{k_L} + K \cdot \frac{1}{k_G} \quad (\text{II.35})$$

$$HUT_{OL} = HUT_L + K \cdot \frac{L}{G} \cdot HUT_G \quad (\text{II.36})$$

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 CO<sub>2</sub> 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 **[13]**.

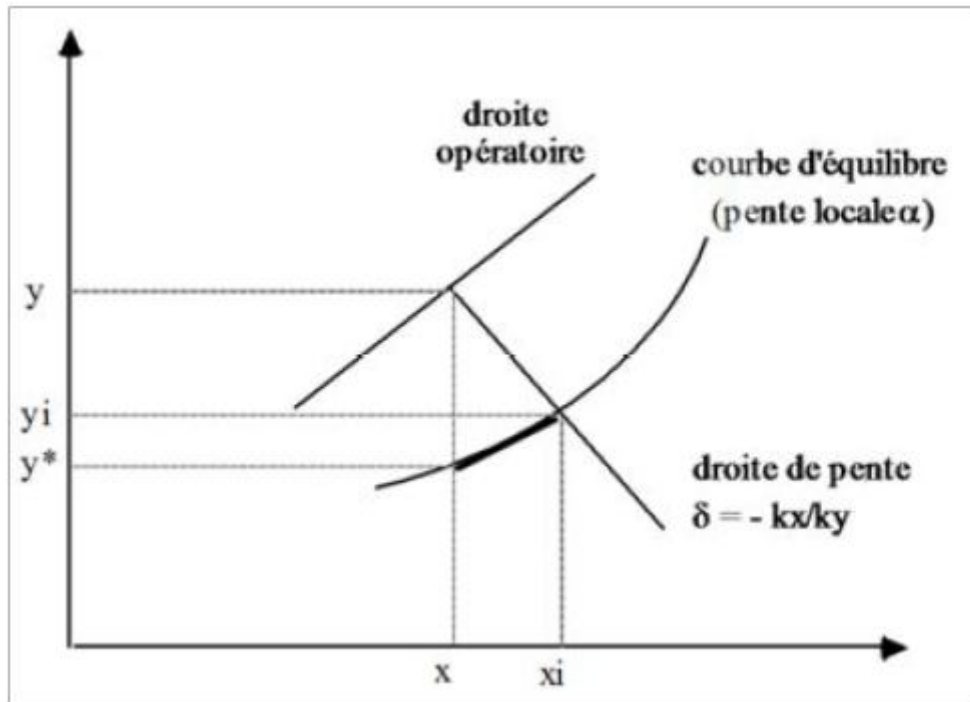


Figure II.9. Pente locale à la courbe d'équilibre [12].

### II.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,  $HUT_{OG}$  et  $HUT_{OL}$ , sont caractéristiques de chacune des phases et peuvent être estimées indépendamment à l'aide de corrélations [14].

#### A. Formule de Pratt pour les gaz :

$$HTU_G = \frac{1}{C} \frac{\varepsilon}{a_p} \left( \frac{d_e G'}{\mu_G \varepsilon} \right)^{0,25} \left( \frac{\mu_G}{\rho_G D_G} \right)^{0,67} \quad (\text{II.37})$$

Avec  $\frac{\mu_G G'}{\mu_G \varepsilon}$  = 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]

$\varepsilon$  : 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 ( $\text{cm}^2$ ) avec  $S = (\pi d^2) / 4$

**B .Formule de SHERWOOD et HOLLOWAY pour les liquides :**

$$hut1 = a \left( \frac{L}{\mu} \right)^n \left( \frac{\mu_1}{\rho_1 \cdot D_1} \right)^{0.5}$$

Avec :

$L$  : débit massique de liquide par unité de surface

$\mu_1$  et  $\rho_1$  : viscosité et masse volumique du liquide,  $\mu_1 = 0,01 \text{ g} \cdot \text{cm}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}$ ,  $\rho_1 = 1 \text{ g} \cdot \text{cm}^{-3}$

$D_1$  : coefficient de diffusion dans le liquide.

$n$  : exposant généralement voisin de 0,25.

$a$  : constante caractéristique du garnissage et valant 0.12 en unité CGS pour les selles de Berl.

## Références

- [1] laboratoires; © [Scientificsentence](#) 2007.
- [2] [www.inrs.fr/default/dms/inrs/](http://www.inrs.fr/default/dms/inrs/)
- [3] Sylve TISSOT, Annick PICHARD, “ Seuil de Toxicité Aiguë Hydrogène Sulfuré (H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>) “, Direction des Risques chimiques (DRC), unité d'Expertise Toxicologique de substances chimiques (ETSC), janvier 2000.
- [4] Robert H.Perry, don W. green “Perry's chemical engineers,' handbook“; 8<sup>ème</sup> édition, ED.McGRAW-HILL, New-york.1984.
- [5] Cicile J.C, Distillation, Absorption. Colonnes à plateaux : Dimensionnement, Techniques de l'Ingénieur, J 2 623
- [6] **N. BOUKRIES, « Etude et amélioration de l'opération de lavage des gaz dans les lignes de production des engrais », UNIVERSITE SIDI MOHAMED BEN ABDELLAH , Juin 2015,pp15-16**
- [7] HAROUN Yacine, thèse de Doctorat, “Etude du transfert de masse réactif Gaz-liquide le long de plans corrugués par simulation numérique avec suivie interface“, Institut National Polytechnique de Toulouse. 2008.
- [8] AMRANI Salah, thèse de Magister, “ détermination de l'aire interfaciale d'une colonne d'absorption du CO<sub>2</sub> par une solution de monoéthanolamine (MEA) “, Ecole Nationale supérieure Polytechnique (ENP), Alger. 2009.
- [9] J.R. WELTY; C.E. WICKS; R.E. WILSON. “Fundamentals of Momentum, Heat and mass transfer“.1987.
- [10] DABLIZ Ammar. Thèse de doctorat, “Etude d'un réacteur (contacteur) gaz-liquide à jet vertical immergé en vue de son application dans le traitement des eaux usées“. Institut national des sciences appliquées de Lyon. 2000.
- [11] P.V. DANCKWERTS, Gas-Liquid Reaction, McGraw-Hill, New York.1970.
- [12] **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.**
- [13] **D. Morvan, « Les opérations unitaires : procédés industriels », Ellipses Edition Marketing S.A, pp 213-129, 2009.**
- [14] **B. Lefrançois, « Chimie industrielle, Cours et problèmes résolus », Tec & Doc, pp223-230, Paris 1995.**

### III.1. 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.

L'absorption chimique consiste à absorber le CO<sub>2</sub> 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 CO<sub>2</sub> par leur grande réactivité avec le CO<sub>2</sub>, qualité requise pour traiter des fumées à faible pression partielle de CO<sub>2</sub>.

Dans ce chapitre, nous nous sommes intéressés à étudier l'absorption de CO<sub>2</sub> par une solution de MonoEthanolAmine (MEA) dans une colonne à garnissage.

### III.2. 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 (-NH<sub>2</sub>); 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 H<sub>2</sub>S et de CO<sub>2</sub>.

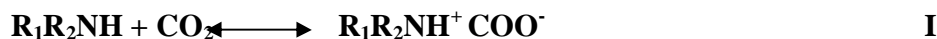
La MonoEthanolAmine MEA et la DiGlycolAmine DGA, amines primaires, la DiEthanolAmine DEA, amine secondaire, et la MéthylDiEthanolAmine MDEA, amine tertiaire sont les amines les plus utilisées.

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 CS<sub>2</sub>, en produits de dégradation.

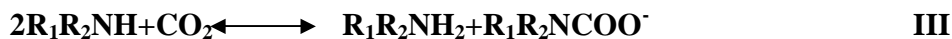
La MonoEthanolAmine (MEA) constitue le solvant de référence pour le captage de CO<sub>2</sub> des fumées à pression atmosphérique. Cette amine primaire possède une cinétique réactionnelle rapide facilitant l'absorption, mais sa régénération thermique est gourmande en énergie.

### III.3 Mécanismes réactionnels :

Dans ce qui suit nous noterons les amines primaires (MEA) sous la forme R<sub>1</sub>R<sub>2</sub>NH où R<sub>1</sub>=H et R<sub>2</sub>=C<sub>2</sub>H<sub>4</sub>OH pour la MEA. Le mécanisme réactionnel d'absorption du CO<sub>2</sub> comprend la formation d'un zwitterion par la réaction I, R<sub>1</sub>R<sub>2</sub>NH<sup>+</sup>COO<sup>-</sup>, suivi d'une déportation par une base ou une molécule d'eau pour produire un ion carbamate stable R<sub>1</sub>R<sub>2</sub>NCOO<sup>-</sup> 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 .



La réaction globale est :



La réaction 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.4. Calcul de la hauteur d'une colonne d'absorption a garnissage

On désire traiter 1000 Nm<sup>3</sup>/h\* d'un gaz provenant d'une chambre de combustion contenant 3 % en moles de CO<sub>2</sub>. Ce gaz peut être considéré comme un mélange de CO<sub>2</sub> et d'un hydrocarbure de masse moléculaire 51. La teneur en CO<sub>2</sub> de ce mélange doit être ramenée à 0,03 %. On dispose pour cela d'une colonne à garnissage et d'un solvant: une solution aqueuse de monoéthanolamine à 15,3 % en poids. L'opération de séparation à lieu à 25°C sous 10<sup>5</sup>Pa. On souhaite déterminer la hauteur de garnissage nécessaire pour effectuer cette absorption. Le garnissage utilisé est constitué d'anneaux de Raschig de 51 mm de diamètre en céramique empilés en vrac.

**Données physiques à 25°C et 10<sup>5</sup> Pa**

Concentration du soluté CO<sub>2</sub> à l'équilibre thermodynamique dans la phase gazeuse d'hydrocarbure (y en % mol) et la phase liquide aqueuse de monoéthanolamine à 15,3 % (x en % mol) :

| x en % mol de CO <sub>2</sub> | y en % mol de CO <sub>2</sub> |
|-------------------------------|-------------------------------|
| 0,643                         | 0,132                         |
| 1,06                          | 0,395                         |
| 1,35                          | 0,658                         |
| 1,855                         | 1,315                         |
| 2,85                          | 3,95                          |
| 3,34                          | 6,58                          |

Masse volumique du liquide  $\rho_l$ : 0,996 g/cm<sup>3</sup>

Masse volumique du gaz  $\rho_g = 1,97.10^{-3}$  g/cm<sup>3</sup>

Viscosité du liquide  $\mu_L$  : 1,02 cP<sub>0</sub>(centipoise)

Coefficient de diffusion de CO<sub>2</sub> dans le liquide  $D_l = 2.10^{-5}$  cm<sup>2</sup>/s

Coefficient de diffusion de CO<sub>2</sub> dans le gaz  $D_g = 0,09$  cm<sup>2</sup>/s

\*Nm<sup>3</sup>/h: normaux m<sup>3</sup>/h: c'est le débit volumique du gaz dans les conditions standard 10<sup>5</sup>Pa et 0°C = 273 K.

### III.4.1. Détermination des conditions d'écoulement des fluides

#### III.4.1.1. Bilan molaire de la colonne en régime permanent

Les concentrations de [CO<sub>2</sub>] sont faibles dans les phases liquide et gazeuse.

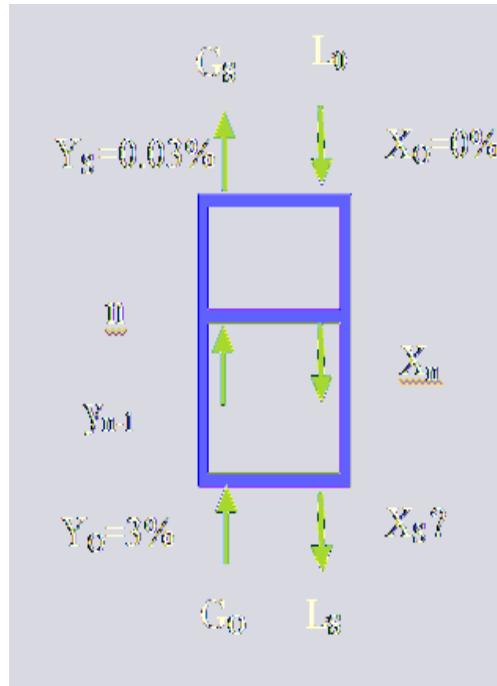
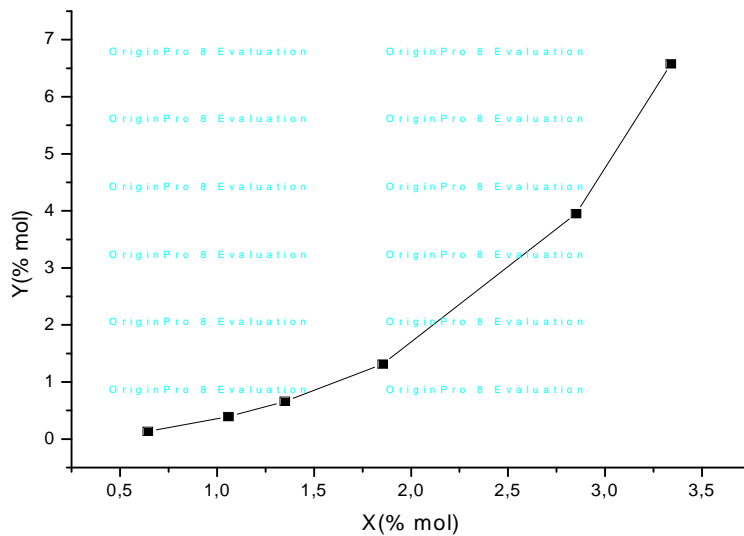


Figure III.1. la colonne d'absorption

Sur le 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<sub>2</sub>, on pourra admettre que le transfert s'effectue sans changement de masses des débits  $L$  et  $G$  ( $L$  et  $G$  considérés comme étant constants le long de la colonne).

On admet  $L_0 = L_s = L$  et  $G_0 = G_s = G$

Soit :  $G \cdot y_0 + L \cdot x_n = L \cdot x_s + G \cdot y_{n-1}$  soit  $y_{n-1} = \frac{L}{G}(x_n - x_s) + y_0$



**Figure III.2. courbe d'équilibre liquide –gaz à T=25<sup>0</sup> C et 10<sup>5</sup> Pa**

Avec  $x =$  % moles de CO<sub>2</sub> dans la solution aqueuse liquide a 15,3 % de monoethanolamine  
 $y =$  % moles de CO<sub>2</sub> dans la phase gazeuse

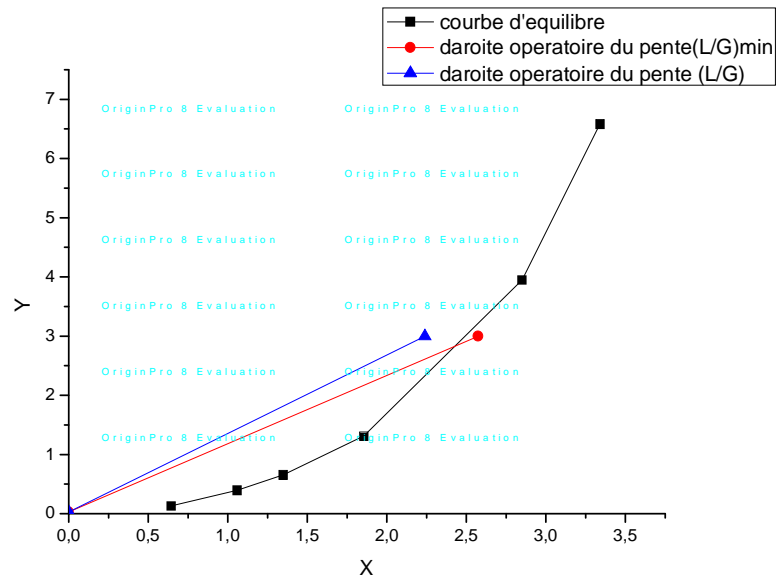
On obtient l'équation d'une droite opératoire, qui passe par le point de Coordonnées  $X=0, y_0= 0.03\%$  et qui a pour pente  $L/G$ .

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  $y=3\%$  (position qui correspondrait à une hauteur infinie de colonne).

Le taux de solvant molaire minimum est celui en dessous duquel la séparation n'est plus possible.

Sur la figure III.2.a :  $(\frac{L}{G})_{\min}$  est obtenu en joignant les points  $(x_0/y_s)=(0/0.03)$  avec  $(x_s/y_0)=(2,574/3)$

On obtient par la pente  $(\frac{L}{G})_{\min}=1.15$



**Figure III.2.a** .Calcul du taux du solvant minimum.

Avec  $x = \%$  moles de CO<sub>2</sub> dans la solution aqueuse liquide a 15,3 % de monoethanolamine  
 $y = \%$  moles de CO<sub>2</sub> dans la phase gazeuse

En adoptant un taux de solvant supérieur de 15 % au taux de solvant minimum, en déduire le rapport des débits molaires  $(L/G)_{mol}$  et le titre de la phase aqueuse  $x_s$ , après passage dans la colonne.

On adopte  $\frac{L}{G} = \left(\frac{L}{G}\right)_{min} + 15\% \left(\frac{L}{G}\right)_{min}$  soit  $\frac{L}{G} = 1.33$  ce qui conduit à  $X_s = 2.24\%$

### III.4.1.2. Calcul des débits

Après la correction de température pour le débit gazeux, et, la prise en compte des compositions chimiques du gaz et du liquide on obtient les valeurs des débits suivants:

$$G = 2259 \text{ kg/h} = 44742 \text{ mol/h}$$

En déduire le débit molaire de la phase liquide.

$$\frac{L}{G} = 1.327 \quad L = 1.327 * 44742 = 59367 \text{ mol/h}$$

### III.4.1.3. Calcul de la vitesse maximale du gaz $U_M$ dans la colonne vide

La vitesse  $U_M$  est accessible à l'aide de l'abaque de Sherwood, Shipley et Holloway modifié par

Eckert. Il permet de prévoir pour une valeur fixée de  $X = \left(\frac{L}{G}\right)_{\text{mas}} \frac{\sqrt{\rho_g}}{\sqrt{\rho_l}}$  La valeur de  $Y$  qui

dépend des propriétés physiques du fluide et des caractéristiques du garnissage  $Y =$

$$\frac{U_M^2 \cdot a \cdot \psi \left(\frac{\rho_g}{\rho_l}\right) \mu_l^{0.2}}{g \cdot \varepsilon^3} :$$

Pour les calculs vous utiliserez les grandeurs ci-dessous avec les dimensions et les valeurs indiquées.

$L$  : débit massique du liquide: 1198 kg/h

$G$  : débit massique du gaz: 2259 kg/h

$\rho_l$ : masse volumique du liquide: 0,996 g/cm<sup>3</sup>

$\rho_g$ : masse volumique du gaz: 1,97.10<sup>-3</sup> g/cm<sup>3</sup>

$\mu_l$  : viscosité du liquide, en centipoise : 1,02 cPo

$g$  : accélération de la pesanteur: 981 cm /s<sup>2</sup>

$\varepsilon$ : fraction de vide du garnissage [-] : 0,75

$U_M$  : vitesse maximale du gaz dans la colonne vide [cm/s]

$\Psi = \frac{\rho_{H_2O}}{\rho_l}$  terme correctif pour les liquides visqueux de densité différente de celle de l'eau [-] 1,004

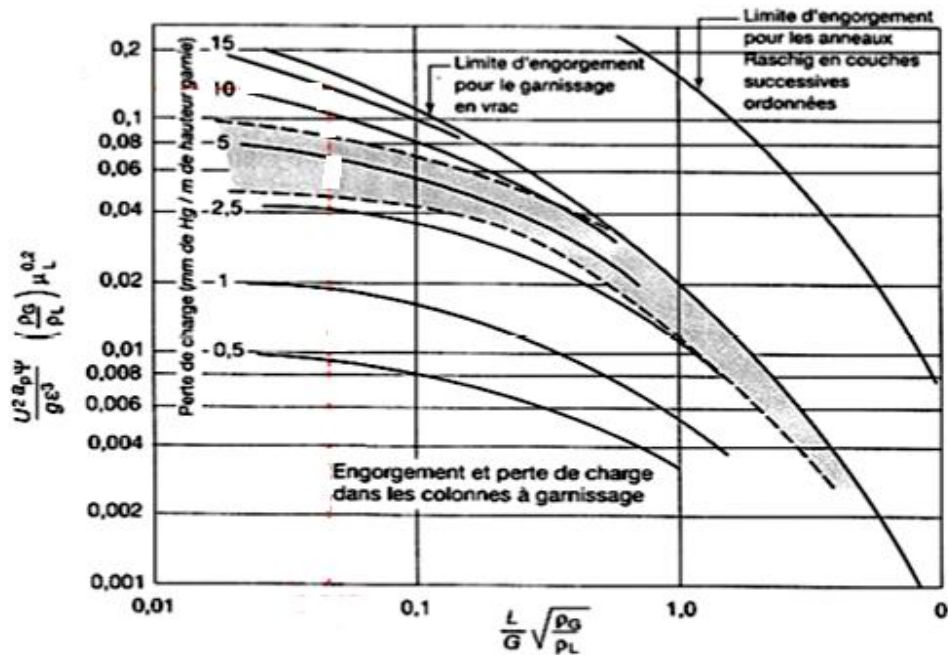
$a$ : surface spécifique du garnissage: 0,95 cm<sup>2</sup> /cm<sup>3</sup>

a –on Calcule la valeur de  $X = \left(\frac{L}{G}\right)_{\text{mas}} \frac{\sqrt{\rho_g}}{\sqrt{\rho_l}}$

on trouve  $X = \left(\frac{L}{G}\right)_{\text{mas}} \frac{\sqrt{\rho_g}}{\sqrt{\rho_l}} = 0.02358$

b - A l'aide de l'abaque(figure.III.3) ,on détermine la valeur de  $Y$  à la limite de l'engorgement et lorsque le garnissage est en vrac.

pour  $x = 0,0236 \rightarrow Y = 0,21$



**Figure.III.3** .abaque de Sherwood, Shipley et Holloway modifié par Eckert

L'expression donnée dans l'énoncé  $y = f(U_M)$  conduit à la vitesse maximale du gaz  $U_M$  dans la colonne vide.

$$U_M = 4,5838 \cdot 10^4 \text{ cm}^2/\text{s}^2 \text{ soit } U_M = 2,14 \text{ m/s}$$

#### III.4.1.4. Calcul du diamètre de la colonne

Dans la pratique, pour un empilement d'anneaux Rasching en vrac, on fixe la vitesse du gaz  $U_G$  à 60 % de la vitesse  $U_M$ .

$$U_G = 0,6 U_M = 1,28 \text{ m/s}$$

Le débit volumique du gaz est après correction sur la température ( $T = 313 \text{ K}$ ).

$$G = 1000 \cdot \frac{313}{273} = 1146 \text{ m}^3/\text{h} = 0.318 \text{ m}^3/\text{s}$$

On dispose de la relation  $S = \frac{G}{U_G} = 0.2479 \text{ m}^2$  Soit le diamètre  $D$  de la colonne nécessaire dans les conditions choisies  $10^5 \text{ Pa}$ ,  $313 \text{ K}$ ,

$$U_G = 0,6 U_M.$$

$$D = \frac{\sqrt{4S}}{\sqrt{\pi}} = \mathbf{56.2 \text{ cm}}$$

### III.4.2. Calcul de la hauteur du garnissage

#### III.4.2.1. Calcul des hut de film

Les  $hut_g$ , et  $hut_l$ , sont accessibles par les expressions suivantes:

Celle de Sherwood et Holloway pour  $hut_l$

$$hut_l = B \left(\frac{L'}{\mu_l}\right)^{0.25} \left(\frac{\mu_l}{\rho_l D_l}\right)^{0.5}$$

Celle de Pratt pour  $hut_g$

$$hut_g = \frac{1}{C} \cdot \frac{\xi}{a} \left(\frac{d_e \cdot G'}{\mu_g \cdot \varepsilon}\right)^{0.25} \left(\frac{\mu_g}{\rho_g D_g}\right)^{0.67}$$

Calculer les valeurs de  $hut_l$ , et  $hut_g$ . En comparant les deux valeurs obtenues conclure sur les résistances au transfert côté gaz et côté liquide.

Pour calculer les grandeurs  $hut_l$ , et  $hut_g$ , nous utiliserons les grandeurs ci-dessous avec les dimensions et les valeurs indiquées ou à calculer.

$\mu_l$ : viscosité du liquide (cPo):  $1,02 \cdot 10^{-2}$  po [g/cm.s]

$\rho_l$ : masse volumique du liquide:  $0,996$  g/cm<sup>3</sup>

$D_l$ : coefficient de diffusion de CO<sub>2</sub> dans le liquide:  $2 \cdot 10^{-5}$  cm<sup>2</sup>/s

B : constante de fonction de la nature et les dimensions du garnissage [unité CGS] : 0,28

S : section de passage de la colonne à vide:  $0,247 \cdot 10^4$  cm<sup>2</sup>

L : débit massique du liquide:  $332,77$  g/s

$L' = L/s$  : débit massique du liquide par unité de surface [g/cm<sup>2</sup>.s]

G : débit massique du gaz:  $627,5$  g/s

$G' = G/s$  : débit massique du gaz par unité de surface [g/cm<sup>2</sup>.s]

$\mu_g$ : viscosité du gaz (cPo):  $9 \cdot 10^{-3}$  po [g/cm.s]

$\rho_g$ : masse volumique du gaz:  $1,97 \cdot 10^{-3}$  g/cm<sup>3</sup>

$D_g$ : coefficient de diffusion de CO<sub>2</sub> dans le gaz:  $0,09$  cm<sup>2</sup>/s

$\varepsilon$  : fraction de vide du garnissage [-] : 0,75

a: surface spécifique du garnissage:  $0,95$  cm<sup>2</sup>/cm<sup>3</sup>

$d_e = \frac{4\xi}{a}$  : diamètre équivalent de garnissage, cm

C : constante fonction de la nature et les dimensions du garnissage [-] : 0,105 .

L'expression de Sherwood et Holloway avec les données conduit à  $hut_l = 12,1 \text{ cm}$  ..

Celle de Pratt avec les données conduit à  $hut_g = 49,8 \text{ cm} = 4 hut_l$ .

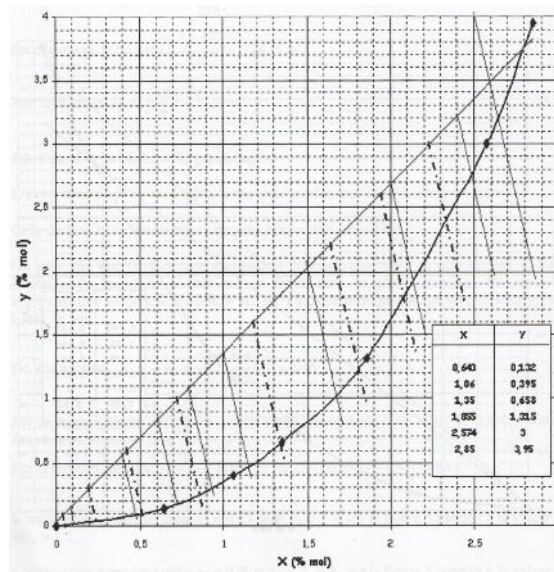
On peut dire que la résistance au transfert de matière se situe du côté du gaz. L'étape limitant du transfert de matière est donc dans la phase gazeuse. En première approximation on peut écrire  $hut_g = HUT_G$ . La hauteur de garnissage sera donc estimée à l'aide de  $hut_g$ .

A l'aide des valeurs de  $hut_l$ , et  $hut_g$ , calculées précédemment on détermine la valeur du rapport

$$\delta = -\frac{K_l}{K_g}$$

$$\text{On a la relation } m = \frac{K_l}{K_m} = \frac{L}{G} \left( \frac{hut_g}{hut_l} \right) = 5.46$$

Sur la figure III.4-bis on a tracé des droites parallèles de pente  $\delta = -m = -5,46$  qui conduit à des couples de points  $(y, y_i^*)$  et  $(x, x_i^*)$ .



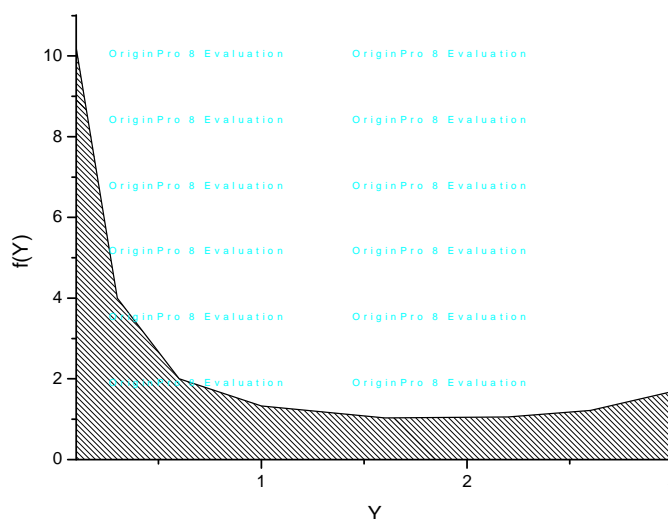
**Figure III.4.bis** : Détermination des couples de points  $(x,y)$  à partir de la valeur  $\delta = -m = -5.46$  pour calculer la hauteur du garnissage.

D'après la figure on peut calculer  $X^{i*}$ ,  $y^{i*}$

| X   | $X^{i*}$ | $\frac{1}{x^{i*} - x}$ |
|-----|----------|------------------------|
| 2,4 | 2,48     | 12,50                  |
| 2   | 2,13     | 7,69                   |
| 1,5 | 1,68     | 5,56                   |
| 1   | 1,18     | 5,56                   |
| 0,8 | 0,95     | 6,67                   |
| 0,6 | 0,72     | 8,33                   |
| 0,4 | 0,49     | 11,11                  |
| 0,1 | 0,13     | 33,33                  |

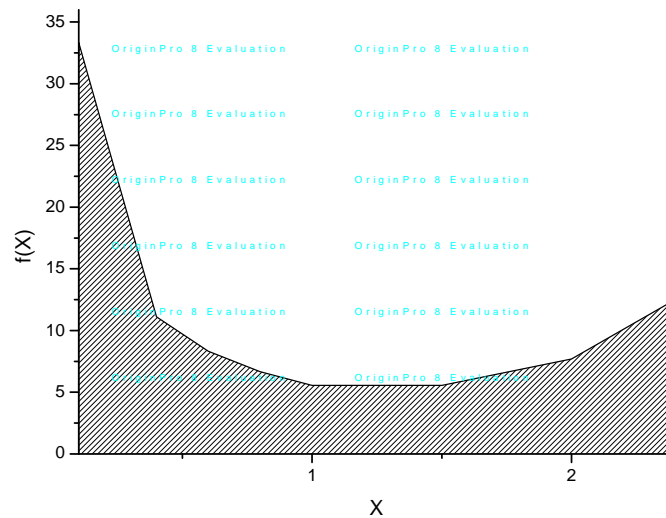
| Y   | $y^{i*}$ | $\frac{1}{y^{i*} - Y}$ |
|-----|----------|------------------------|
| 3   | 2,41     | 1,69                   |
| 2,6 | 1,78     | 1,22                   |
| 2,2 | 1,26     | 1,06                   |
| 1,6 | 0,65     | 1,03                   |
| 1   | 0,25     | 1,33                   |
| 0,6 | 0,1      | 2                      |
| 0,3 | 0,05     | 4                      |
| 0,1 | 0,002    | 10,20                  |

Sur la figure.III.5 on trace  $\frac{1}{(y-y^{i*})} = f(y)$  et sur la figure III.6  $\frac{1}{(X-X^{i*})} = f(X)$



**Figure.III.5** : détermination graphique de  $nut_g = \int_{y_s}^{y_0} \frac{dy}{y-y^{i*}} = 5.7$

$y_s=0.03$  et  $y_0=3$



**Figure III.6.** détermination graphique de  $\mathbf{nut_l} = \int_{X_0}^{X_s} \frac{dx}{X_i^* - X} = \mathbf{21.2}$

$$X_s = 2.238 \text{ et } X_0 = 0$$

L'intégration graphique entre  $Y_s = 0,03 \%$  et  $Y_0 = 3 \%$  sur la figure III.5 conduit à la valeur de  $\mathbf{nut_g = 5,7}$ .

L'intégration graphique entre  $X_0 = 0\%$  et  $X_s = 2,24 \%$  sur la figure III.6 conduit à la valeur de  $\mathbf{nut_l = 21,2}$ .

Les hauteurs calculées sont donc : pour le gaz  $\mathbf{h_g = nut_g * nut_l = 2.8m}$

pour le liquide  $\mathbf{h_l = nut_l * nut_l = 2.6m}$

On prend la hauteur la plus élevée qui est celle calculée sur le gaz. On peut par sécurité rajouter 1  $\mathbf{nut_g}$ , soit une valeur de 6,7 qui conduit à une hauteur finale de 3,5 m de garnissage.

Cette hauteur permettra donc de réduire la concentration du CO<sub>2</sub> de l'effluent gazeux à la valeur spécifiées.

### 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 (CO<sub>2</sub>) 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 CO<sub>2</sub> 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.

## 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 (CO<sub>2</sub>) 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 CO<sub>2</sub> 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 (CO<sub>2</sub>) 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 CO<sub>2</sub> 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 لتنقية او غسل انبعاث غازي من ملوث (CO<sub>2</sub>) المسبب الرئيسي للاحتباس الحراري هذه الدراسة قامت بحساب قطر و علو البرج امتصاص من اجل معالجة تدفق غازي لتراكيز معينة لـ (CO<sub>2</sub>) عند الدخول و الخروج . النتائج المتحصل عليها تشير ان القطر و العلو المتحصل عليهما متطابقان و موافقان لمعايير التصنيع.

**الكلمات المفتاحية:** برج امتصاص ، ملوث، تدفق الغاز، امتصاص