



Université Mohamed Khider de Biskra
Faculté des sciences et de la technologie
Département de chimie industrielle

MÉMOIRE DE MASTER

Domaine : Sciences et Techniques

Filière : Génie des procédés

Spécialité : Génie Chimique

Présenté et soutenu par :

BARI ZOUBIDA

Le : 26//06/2022

Etude paramétrique d'un réacteur gaz-liquide à plateaux

Jury :

Rapporte BenjaOuhdou Chawki Dr Université de Biskra

Président : Chérifi Nedjma Dr Université de Biskra

Examineur : Ismail Dalila Dr Université de Biskra

Année universitaire : 2021 - 2022

Résumé

Dans ce mémoire on a étudié par simulation l'influence d'importants paramètres tels que la température, le débit volumique gazeux, la pression, l'aire interfaciale spécifique des plateaux ainsi que la cinétique réactionnelle sur le fonctionnement d'une colonne à plateaux gaz-liquide de dépollution d'un rejet gazeux. Les résultats trouvés ont montré comment devraient être ces paramètres pour obtenir un taux de conversion maximale du polluant contenu dans la phase gaz.

Mots clé : colonne à plateaux, dépollution, polluant, rejet gazeux, simulation.

Abstract

In this research we studied by simulation the influence of important parameters such as temperature, gas flowrate, pressure, specific interfacial area plates, on the functioning of a gas-liquide plates column designed for the gas waste processing. The obtained results showed how would be these parameter values in order to obtain a maximal conversion of the pollutant inside the gas phase.

Keywords: plates column, de pollution, pollutant, gas waste; simulation.

ملخص

في هذا البحث درسنا بواسطة المحاكاة تأثير إعدادات مهمة على تشغيل مفاعل من نوع عمود ذو صفائح سائل - غاز مصمم لتصفية نفاية غازية من مكون ملوث. الإعدادات هي: درجة الحرارة، التدفق الحجمي، الضغط، مساحة التلامس.

النتائج المتحصل عليها تشير كيف يجب أن تكون هذه الإعدادات للحصول على أدنى مدة زراعة الخميرة

الكلمات المفتاحية: عمود ذو صفائح ، نزع الملوث ، ملوث ، نفاية

غازية، محاكاة.

Didicace

C'est avec honneur que je didie ce travail

A mes très chers parents ,pour tout ce qu'ils représentent pour moi

A ma chère mère Nouna autant de phrases aussi expressives

soient-elles ne pouvant pas montrer le degré

À Mon Très chère père Amor

Tant de phrases et d'expressions, aussi éloquentes soient-elles

ne peuvent exprimer mes remerciements et ma gratitude

.Je dédie ce travail à mes frères Abd El Aziz et

Haroun et Mouad et Fouzi

ma soeurs, Hadjira et Soha et ma cousine Sara et à toute la famille

à Tous mes amis qui m'ont soutenu sont un signe de Safa

et Afaf et chaima

Et à toutes les personnes qui on contribue de près ou de loin

à la réalisation de ce travail.

Remerciements

Ce travail est l'aboutissement d'un dur labeur et de beaucoup de sacrifices nos remerciements vont d'abord au Créateur de l'univers qui nous a doté d'intelligence ,et nous a maintenu en santé pour mener à bien cette année d'étude .

Je tiens également à exprimer ma gratitude à Mme Chérifi Nedjma professeur à l'université de Biskra , Qui ont bien voulu d'avoir accepté de présider le jury de la soutenance

Je tiens à exprimer mon vif remerciement à Mme Ismail Dalila ,Professeur à l'université de biskra pour nous avoir fait l'honneur d'accepter d'examiner ce travail .

Je tiens particulièrement à remercier , mon encadreur Monsieur Dr Benjaouhdou Chawki qui nous a encadrés tout au long de réalisation de ce projet ,ne précieux conseil et ses encouragements son soutien continus . Enfin ,on remercie tous ceux qui nous ont aidés de près ou de loin dans l'élaboration de ce travail

Merci beaucoup.

SOMMAIRE

Remerciements	
Liste de figures	
Introduction	1
Chapitre I : Les réacteurs gaz-liquide	
I.Introduction.....	3
I.1. Présentation des différents types de contacteurs gaz-liquide	
I.2. Caractéristiques de fonctionnement	
I.3. La distillation	4
I. 3.1 . Principe générale de la distillation.....	4
I.3.2 . Type de distillation	4
I. 3.2.1 La distillation continue	4
I.3.2.2 . La distillation discontinue	5
I .4 .Réacteur de type RAC	5
I.5.1. Bilan massique et énergétiques.....	6
I.5.2 .Système isotherme	7
I.5.3. Système adiabatique.....	7
I.5.4. Réacteur étagé.....	8
I.5 . Colonne garnissage.....	9
I.5.1. Caractéristique de fonctionnement.....	9
I.5.2 . Domaines d'utilisation.....	10
I.5.3 Description des différent type des colonnes.....	10
I.6 Comparaisons des colonnes à plateau et à garnissages.....	11
I.7. Colonnes a bulles	12
I.8. Colonnes à film tombant	14
Chapitre II : Colonne à plateau	
Introduction	16
II.1 . Caractéristiques générales d'un plateau.....	16
II.2. Les différents types de plateaux	17
II.2.1 . Ies plateaux à courants croisés.....	17
II.2.1.1 . Principe de fonctionnement.....	17
II.2.1.2 .Différents types de plateaux à courants croisés.....	17

II.2.2. Types plateaux a contre -courant AT	19
II.3. Bilan matière de la colonne	20
II.3.1 Bilan matière de la zone de rectification.....	20
II.3.2 Bilan matière de la zone d'épuisement.....	21
II.4 Ecoulement des fluides dans la colonne.....	22
II.4.1 Pertes de charge	22
II.4.2 La vitesse du gaz maximale	24
II.5 Détermination des dimensions de la colonne.....	25
II.5.1 Hauteur de la colonne.....	25
II.5.2 Nombre de plateaux	26
II.5.3 Espacement entre les plateaux.....	26
II.5.4 Calcul du diamètre de la colonne.....	26
II.5.5 Autres grandeurs et corrélations intervevant dans le dimensionnement.....	26
d'un plateau	
II.6 Le tempes de rétention (TR)	27
II.7 facteur de rétention(k)	28
II.8 Engorgement du la phase gazeuse, choix du diamètre de la colonne.....	28
II.9 Domaine de fonctionnement des plateaux	29

Chapitre III : Présentation du procédé étudié et des résultats

Introduction.....	32
III.1. Présentation du procédé	
III.2.Modèle mathématiques du procédé et méthode de résolution.....	33
III.3.Algorithme utilisé dans la simulation.....	34
III.4.Organigramme général utilisé dans la simulation.....	36
III.5.Taux de conversion (X) du polluant en fonction du nombre de plateaux de la.....	36

colonne pour différentes valeurs de la température (T) de la phase gaz	
III.6. Taux de conversion (X) du polluant en fonction du diamètre de la colonne pour...37	
différentes valeurs du débit volumique gazeux (Qg)	
III.7. Taux de conversion (X) du polluant en fonction du nombre de plateaux(n).....38	
de la colonne pour différentes valeurs de la pression opératoire	
III.8. Taux de conversion (X) du polluant en fonction du nombre de plateaux (n).....39	
de la colonne pour différentes valeurs de l'aire interfaciale (a)	
III.9. Taux de conversion (X) du polluant en fonction du diamètre de la colonne.....40	
Pour différentes valeurs du facteur d'accélération	
Conclusion générale.....43	
Références bibliographique44	

Liste des figures

N°	Titre de figure	Page
Figure I.1	Schéma de principe d'un réacteur RAC	5
Figure I.2	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 structuré obtenu par tomographie, Green et al. (2007)	9
Figure I.3	Représentation d'un réacteur à colonne à bulles	13
Figure I.4	Schéma de fonctionnement d'une colonne à paroi mouillée	14
Figure II.1	Schéma indiquant les principales caractéristiques d'un plateau	17
Figure II.2	Schéma de calotte	18
Figure II.3	Plateau perforé	19
Figure II.4	Schéma de la perte de charge à sec sur les plateaux à clapets. PCF : Point Clapets Fermés PCO : Point Clapets Ouverts	23
Figure II.5	chromatogramme montrant les pics correspondant au temps d'élution .	27
Figure II.6	Corrélation de Fair pour évaluer les conditions d'engorgement du à l'entraîne	29
Figure II.7	Domaine de fonctionnement acceptable pour un plateaux	30
Figure III.1	Schéma simplifié du procédé étudié (colonne à plateaux)	32
Figure III.2	Taux de conversion X en fonction du nombre de plateaux de la colonne pour différentes valeurs de la température T de la phase gaz.	37
Figure III.3	Taux de conversion X en fonction du nombre de plateaux(n) de la colonne pour	38

différentes valeurs du débit volumique gazeux (Q_g).

Figure III.4	Taux de conversion (X) du polluant en fonction du nombre de plateaux de la colonne pour différentes valeurs de la pression opératoire	39
Figure III.5	Taux de conversion X en fonction du nombre de plateaux de la colonne pour différentes valeurs de l'aire interfaciale des plateaux (a).	40
Figure III.6	taux de conversion X en fonction du nombre du nombre de plateaux pour différentes valeurs du facteur d'accélération de la réaction (E).	41

Introduction général

Introduction générale

Une des branches importantes du génie des procédés est le génie des réactions chimiques polyphasiques qui s'intéresse aux méthodes de mise en œuvre des réactions chimiques polyphasiques et en particulier aux appareils dans lesquels sont conduites ces réactions: les contacteurs. Le contacteur ou réacteur gaz-liquide a un rôle très important et incontournable dans l'industrie de la dépollution des rejets gazeux. Il existe plusieurs types de contacteurs gaz-liquide, et l'un des plus utilisés est la colonne à plateaux.

Dans ce mémoire nous allons étudier par simulation au moyen du logiciel Matlab l'influence de plusieurs paramètres opératoires sur le fonctionnement d'une colonne à plateaux gaz-liquide. On étudiera l'influence de plusieurs paramètres opératoires pour optimiser le fonctionnement du procédé considéré (colonne à plateaux gaz-liquide). Les résultats trouvés devraient nous permettre de savoir comment serait la valeur de ces paramètres pour maximaliser le taux de conversion du polluant contenu dans la phase gaz.

Le chapitre I présente notions générales relatives aux réacteurs gaz-liquide.

Le chapitre II présente les différents types de colonnes d'absorption à plateaux.

Le chapitre III présente le procédé étudié et les résultats obtenus.

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

Chapitre I
Les réacteurs gaz -liquide

Introduction

Différents types de contacteurs gaz-liquide sont mis en oeuvre dans le domaine du traitement des eaux et des effluents liquides ou gazeux. Fonctionnant généralement en continu, ces réacteurs mettent de façon spécifique plusieurs phases en présence pour assurer le transfert d'un constituant d'une phase (gaz ou liquide) à une autre phase (liquide ou gaz).

Dans le cas du transfert d'un composé présent dans une phase gazeuse vers une phase liquide, il s'agit du phénomène d'absorption gaz-liquide qui peut être :

- soit simplement physique, basé sur la solubilité du composé dans la phase liquide
- soit favorisé par la présence d'une réaction chimique entre le gaz dissous et l'un des

constituants de la phase liquide, ce qui a pour effet d'augmenter la quantité de matière transférée. Lorsque'un composé dissous dans une phase liquide est transféré vers une phase gazeuse, il s'agit de l'opération de désorption liquide-gaz, encore appelée stripping. L'objectif est de réaliser un simple transfert physique de la phase liquide vers la phase gazeuse.

Dans les deux opérations unitaires, absorption et désorption, de la matière est transférée d'une phase vers une autre à travers une interface gaz-liquide, grâce à la mise en oeuvre de contacteurs gaz-liquide appelés également échangeurs de matière [1].

I.1 Présentation des différents types de contacteurs gaz-liquide

Les différents appareils de mise en contact d'un gaz et d'un liquide utilisés sont présentés selon deux familles :

- les contacteurs dans les quels le gaz est dispersé sous forme de bulles dans un liquide ;
- les contacteurs dans les quels un liquide est dispersé sous forme de gouttes dans un gaz.

Certains d'entre eux peuvent appartenir aux deux catégories. Il faut préciser que la taille des installations rencontrées au niveau industriel peut varier dans de très larges proportions de quelques m³ à plusieurs milliers de m³.

Dans la plupart des contacteurs, il est nécessaire d'utiliser un distributeur de gaz pour disperser ce dernier sous forme de bulles afin de créer une mise en contact intime entre les deux phases. Dans certains contacteurs, c'est la turbulence de la phase liquide qui disperse le gaz sous forme de bulles [1].

I.2 Caractéristiques de fonctionnement

L'efficacité pour une colonne donnée, dépend d'un grand nombre de facteurs, à savoir :

- la vitesse du gaz ;
- la solubilité du polluant dans la solution ;
- la concentration de l'absorbant dans la solution ;

- la réactivité éventuelle du gaz avec les constituants du liquide ;
- la diffusivité du polluant dans la phase gazeuse et de l'absorbant dans la phase liquide;
- la teneur en polluant de la phase gazeuse ;
- la hauteur de la colonne [2].

I.3 La distillation

I.3.1 Principe général de la distillation

La distillation consiste à séparer des liquides dont les températures d'ébullition sont différentes. L'appareillage vraiment spécifique de la distillation est une colonne verticale appelée colonne à distiller. Celle-ci est garnie de plateaux et de garnitures diverses qui permettent un contact intime entre les phases de vapeur et de liquide qui y circulent. Dans cette colonne, il y a un équilibre thermodynamique entre les deux phases, en fonction de la température et des compositions respectives. On chauffe le mélange et suivant les températures d'ébullition des différents produits, le produit dont la température d'ébullition, la plus faible, est évacué en haut de la colonne, alors que les autres restent dans la partie basse du système. Le chauffage est appliqué en bas de la. colonne : bouilleur [3] .

I .3.2 Type de distillation

I. 3.2.1 La distillation continue

En distillation continue, le système est en équilibre massique et thermique permanent. Le mélange à traiter est introduit sur le plateau d'alimentation de la colonne. Les composés les plus volatils se vaporisent à par tir du liquide contenu dans la colonne et atteignent le plateau supérieur.

En montant, les vapeurs s'enrichissent en composés volatils.

La phase vapeur ainsi enrichie est collectée en haut de la colonne, puis condensée pour fournir un distillat léger.

La phase liquide tombe en cascade vers le bas, s'enrichit en éléments lourds et perd ses éléments légers. Plus le nombre de plateaux ou la hauteur de la colonne est important, meilleure est la séparation. Le but étant de trouver un compromis entre le rendement et le coût de l'opération. Il est très difficile de donner une estimation du coût de ce procédé du fait de la variété des produits traités. Il faut noter qu'avec cette technique il est difficile de séparer des produits dont l'écart de températures d'ébullition est inférieur à 1 degré. En ce qui concerne les rejets générés par ce procédé, la partie non récupérable est généralement incinérée dans un centre de traitement cependant dans le cas où elle est fortement aqueuse, elle est envoyée dans un réseau de traitement biologique [3].

I.3.2.2 La distillation discontinue

En distillation discontinue, le chauffage est appliqué dans un réservoir en fond de colonne (bouilleur), où le mélange est introduit. Les produits les plus légers sont recueillis en premier dans le condenseur qui se trouve en tête de colonne. Lors du passage des différents composés légers, la température en tête de colonne s'accroît.

En fin d'opération, il ne reste plus que le résidu lourd en bas de colonne. C'est pareil que pour la distillation continue, il est très difficile de donner une estimation du coût de ce procédé du fait de la variété des produits traités[3].

De même, en ce qui concerne les rejets générés par ce procédé, la partie non récupérable est généralement incinérée dans un centre de traitement cependant dans le cas où elle est fortement aqueuse, elle est envoyée dans un réseau de traitement biologique [3].

I.4 Réacteur de type RAC(Réacteur agité continue)

Dans son principe, le fonctionnement d'un réacteur monophasique parfaitement agité est simple. On suppose qu'en tout point d'un tel appareillage les variables intensives, telles que concentration ou température, ont la même valeur. Par ailleurs ce même appareillage est doté d'une alimentation continue en réactifs et d'un soutirage continu permettant d'évacuer le mélange réactionnel contenant les produits de la réaction. Un tel réacteur peut être représenté schématiquement comme indiqué sur la figure I.1. Il comporte essentiellement une cuve munie d'un système d'agitation, d'une tubulure d'alimentation et d'une tubulure de soutirage [4].

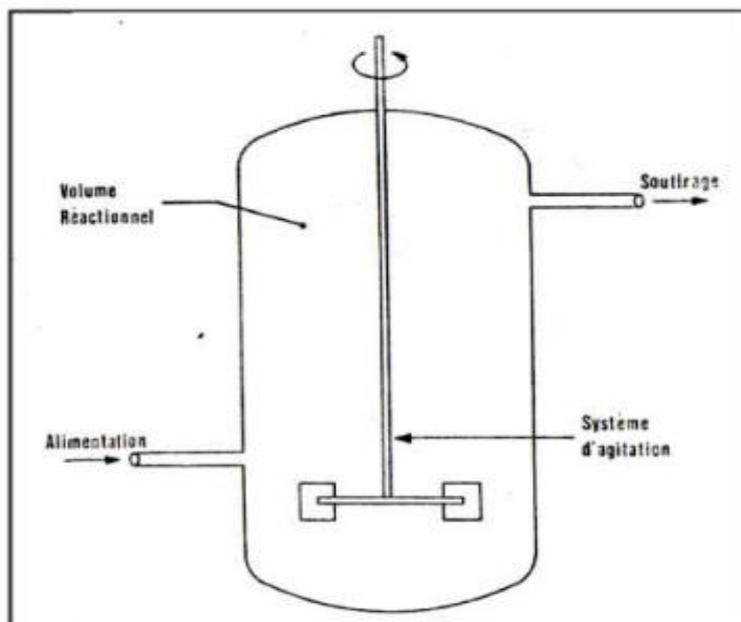


Figure I.1 : schéma de principe d'un réacteur RAC [4].

I.4.1 Bilan massique et énergétique dans un réacteur RAC (Réacteur agité continu)

Supposons qu'une transformation chimique, symbolisée par $\sum v_{ij} A_j = 0$ se déroule dans le fluide contenu dans le réacteur schématisé au niveau de la fig I si l'on désigne par V le volume de fluide réactionnel contenu dans le réacteur, le bilan molaire de chaque composé A_i comptabilisé entre l'entrée et la sortie du réacteur pourra s'écrire en régime permanent [4].

$$(F_i)_e - (F_i)_s + R_i V = 0 \quad (i = 1, k) \quad (\text{II.1})$$

Les indices (e) et (s) indiquent que la variable correspond respectivement aux conditions d'entrée ou de sortie. Le terme de vitesse de disparition R_i sera exprimé sur la base des conditions régnantes dans l'ensemble du volume V et qui se retrouveront au niveau du soutirage, du fait de l'hypothèse de mélange parfait.

$$(\sum F_i h_i)_e - (\sum F_i h_i)_s + qV = 0 \quad (i = 1, k) \quad (\text{II.2})$$

Si l'on utilise les deux relations générales suivantes :

$$F_i = F_{i0} + \sum v_{ij} \xi_j$$

avec $i = 1, k, j = 1, R$

$$R_i = \sum v_{ij} r_j$$

Les équations (II.1) et (II.2) peuvent se réécrire en assimilant $(F_i)_e$ à F_{i0} et $(F_i)_s$ à F_i :

$$\sum v_{ij} \xi_j = \sum v_{ij} r_j V$$

ou encore :

$$\xi_j = r_j V \quad (\text{II.3})$$

on aura :

$$\sum F_{i0} [(h_i)_e - (h_i)_s] - \sum_i \sum_j v_{ij} \xi_j (h_i)_s + qV = 0 \quad (\text{II.4})$$

Dans ces équations les avancements molaires ξ_j sont pris à la sortie du réacteur. La double somme de l'équation ci-dessus peut s'expliciter de la manière suivante :

$$\sum_i \sum_j v_{ij} \xi_j (h_i)_s = \sum_j \Delta H_j \xi_j \quad (\text{II.5})$$

Les enthalpies de réaction ΔH_j étant calculées pour les conditions régnant à l'intérieur du réacteur qui sont identiques à celles correspondant au fluide sortant.

L'équation (II.4) peut alors s'écrire :

$$\sum_i F_{i0} (\Delta h_i) - \sum_j \Delta H_j \xi_j + qV = 0 \quad (\text{II.6})$$

Le terme Δh_i traduit la différence des enthalpies molaires partielles entre l'entrée et la sortie du réacteur. L'équation (II.6) comprend trois termes correspondant aux trois composantes du bilan

énergétique :

- 1er terme : apport ou élimination de chaleur par l'écoulement continu du fluide réactionnel ;
- 2e terme : effet thermique dû à la transformation chimique ;
- 3e terme : échange d'énergie avec l'extérieur.

Dans la mesure où la variation d'enthalpie molaire partielle est essentiellement due aux variations de température, le premier terme peut s'écrire :

$$\sum F_{i0} C_{pi} (T_{mf} - T_s)$$

C_{pi} étant la valeur moyenne de C_p entre T_e et T_s .

Quant au troisième terme, il s'exprimera le plus souvent, comme pour le cas des réacteurs discontinus, sous la forme d'un terme d'échange de chaleur, à savoir

$$qV = U\Omega (T_{mf} - T_s) \quad (II.7)$$

La solution simultanée de (II.3) et (II.6) permet de calculer les valeurs de ξ_j et de T_s ; pour effectuer cette résolution système réactionnel

$(r_j, \Delta H_j, C_{pi}, V_{ij})$ ainsi que celles de réacteur (V, U, Ω, T_{mf}) les conditions opératoires seront définies par les valeurs de F_{i0} et T_e .

Comme pour les autres types de réacteurs, on peut faire apparaître dans les équations ci-dessus certaines simplifications correspondant aux cas particuliers déjà mentionnés, à savoir le système isotherme et le système adiabatique.

a) Système isotherme

Dans ce cas on a : $T_e = T_s$

Il faut bien noter que dans tous les cas on a la même température T_s volume V du réacteur.

b) Système adiabatique

Ce cas correspond, comme pour les autres types de réacteurs, à une valeur nulle du troisième terme de l'équation (II.6),

Soit $qv = 0$

L'équation (II.6) peut alors s'écrire

$$\sum F_{i0} C_{pi} (T_e - T_s) = S\Delta H_j \xi_j \quad (II.8)$$

La température T_s de fonctionnement adiabatique est dans ce cas obtenue par la solution simultanée des équations (II.3) et de (II.8). On retrouve l'expression générale de la différence de température adiabatique ;

$$T_e - T_s = \frac{\sum \Delta H_i \xi_j}{\sum F_{i0} C_{pi}} \quad (II.9)$$

Lors de la résolution des équations (II.3) le terme r_j devra être explicité et apparaîtront de ce fait

les concentrations C_i des diverses espèces chimiques à l'intérieur du réacteur. Si on appelle Q_s le débit volumétrique du soutirage, on écrira :

$$C_{iS} = \frac{(F_i)_s}{Q_s} \quad (\text{II.10})$$

Dans l'alimentation du réacteur on pourra, si nécessaire, expliciter de la même manière les diverses concentrations C_{i0} :

$$C_{i0} = \frac{F_{i0}}{Q_e} \quad (\text{II.11})$$

I.4.2 Le Réacteur étagé

On réalise parfois une association en série de plusieurs réacteurs parfaitement agités, on constitue ainsi ce que l'on appelle un réacteur étagé. L'évolution des concentrations des divers réactifs et produits se fait alors par paliers successifs, ce qui permet de se rapprocher de l'évolution des concentrations enregistrée dans un réacteur tubulaire. Chaque étage de la cascade sera traité comme un réacteur parfaitement agité. Les grandeurs de sortie d'un étage ($m-1$) seront prises comme grandeur d'entrée de l'étage m [4].

Pour un étage m , on obtient l'équation suivante

$$(F_1)_m = \frac{(F_1)_{m-1}}{1 - v_1 k_m \left(\frac{V_m}{Q}\right)} \quad (\text{II.12})$$

- Si tous les étages ont des volumes V_m égaux et s'ils opèrent tous à la même température, l'équation ci-dessus s'écrira :

$$(F_1)_m = \frac{(F_1)_{m-1}}{1 - v_1 k_m \left(\frac{V_m}{Q}\right)} = \frac{(F_1)_{m-1}}{1 - v_1 k \theta}$$

Par récurrence on obtiendra une solution générale

$$(F_1)_m = \frac{F_{10}}{(1 - v_1 k \theta)^m} \quad (\text{II.13})$$

Dans le cas générale, on réécrira les bilans molaires et enthalpiques similaires à (II.1) et (II.2) et relatifs à chaque étage, soit :

$$(F_i)_{m-1} - (F_i)_m + (R_i)_m V_m = 0 \quad (\text{II.14})$$

$$(\sum F_i h_i)_{m-1} - (\sum F_i h_i)_m + q_m V_m = 0 \quad (\text{II.15})$$

L'indice i varie de 1 à k (nombre total de composés) et l'indice m de 1 à N (nombre total

d'étages). Très souvent pour des raisons d'économie de construction, les volumes des étages seront choisis identiques $V_m = V$. Dans le cas où les températures de fonctionnement des divers étages seront choisies identiques et fixées a priori, seules les équations (II.14) seront à résoudre simultanément.

I.5 Colonne à garnissage

La colonne à garnissage structuré peut fonctionner à co-courant comme à contre-courant. Dans les installations industrielles, le fonctionnement à contre-courant est le plus souvent utilisé parce qu'il permet une meilleure efficacité de transfert mais il limite le débit par des problèmes d'engorgement à l'inverse des appareils à co-courant. Pour un fonctionnement à contre-courant, le liquide arrive en haut de la colonne. Il passe à travers un distributeur chargé de répartir uniformément le liquide sur la section de la colonne, et va ensuite ruisseler sous l'effet de la gravité sur un empilement d'éléments de garnissage (figure I.2). Ce ruissellement (étalement) du film liquide permet de développer une grande surface d'échange entre la phase liquide et la phase gazeuse. Les espèces chimiques acides présentes en phase gazeuse absorbent alors dans la phase liquide [5].

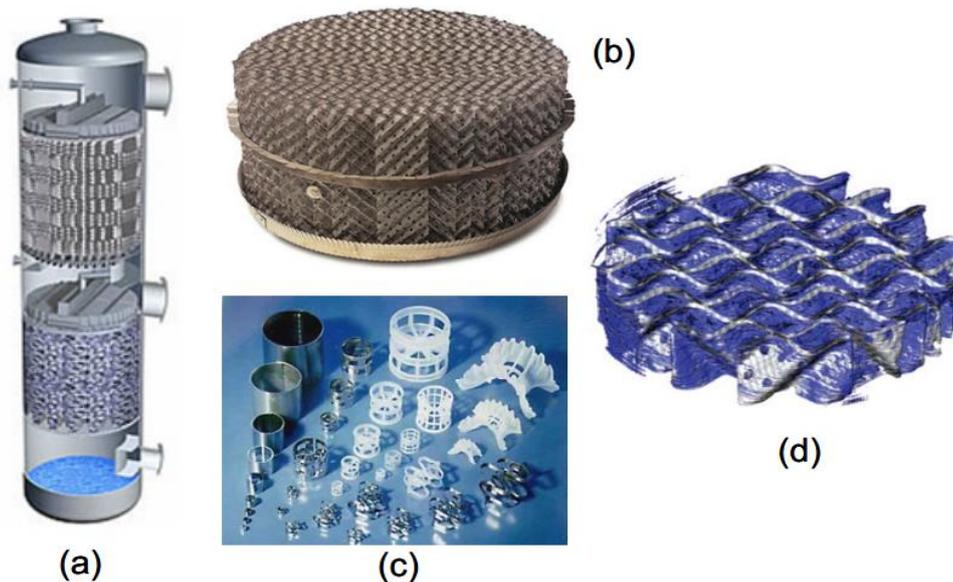


Figure I.2 - (a) Schéma d'une colonne à garnissage, (b) Garnissage structuré, (c) Garnissage en vrac, (d) Image d'un ruissellement de film liquide le long d'un garnissage structuré obtenu par tomographie [5]

I.5.1 Caractéristiques de Fonctionnement

Les colonnes garnies peuvent avoir une grande efficacité. L'efficacité pour une colonne donnée, dépend d'un grand nombre de facteurs, à savoir :

- la vitesse du gaz ;
- la solubilité du polluant dans la solution ;
- la concentration de l'absorbant dans la solution ;
- la réactivité éventuelle du gaz avec les constituants du liquide ;
- la diffusivité du polluant dans la phase gazeuse et de l'absorbant dans la phase liquide ;
- la teneur en polluant de la phase gazeuse ;
- la hauteur de la colonne.

Un des paramètres très important pour le dimensionnement des colonnes à garnissage est la perte de charge, car c'est elle qui limite le débit de gaz introduit dans la colonne. La perte de charge est proportionnelle :

- au carré de la vitesse de propagation du gaz au sein de la colonne ;
- à la masse volumique du gaz.

Elle augmente également avec le débit du liquide [6].

I.5.2 Domaine d'utilisation

Les colonnes à garnissage sont généralement utilisées pour l'absorption de gaz et des substances corrosives. Si le barbotage de la phase gaz dans le liquide provoque son moussage, il est préférable de choisir une colonne du type à garnissage. Il est préférable également d'utiliser une colonne à garnissage pour :

- les opérations discontinues car la rétention du liquide dans ce type de colonne est faible.
- les transferts de matière limités par la phase gazeuse.

Les colonnes garnies ne sont pas utilisées pour la séparation des particules solides, car celles-ci peuvent rester bloquer sur le garnissage et empêcher le passage des phases et causer l'engorgement [6].

I.5.3 Description des différents types de colonnes

I.5.3.1 Colonnes à contre-courant

Les colonnes à contre-courant sont les plus utilisées

a) Principe de fonctionnement

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. Ce ci permet de bien mélanger les deux phases. Ce type d'écoulement est celui qui présente l'efficacité théorique la plus importante [6].

b) Avantages et inconvénients

Contrairement aux deux autres types de colonne à garnissage (co courant et courants croisés), la concentration de polluant dans l'absorbant ne peut pas devenir la même que dans le gaz. Les colonnes à contre-courant ne sont pas adaptées aux procédés au cours desquels les variations des débits de liquide et de gaz sont grandes. Il peut se produire un engorgement si le débit du liquide ou celui du gaz est trop important.

I.5.3.2 Colonnes à co-courant**a) Principe de fonctionnement**

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].

b) Domaine d'application

Pour les mêmes débits de gaz et de liquide, le diamètre d'une colonne à co-courant est plus petit que celui d'une colonne à contre-courant. Ce type de colonne est souvent utilisé dans les installations industrielles ayant peu d'espaces disponibles.

c) Avantages et inconvénients

Les pertes de charge sont plus petites car les deux phases s'écoulent dans la même direction. L'inconvénient de ce type de colonne est que son efficacité est relativement faible. Elle est en effet limitée par la diminution de la force motrice du gaz et du liquide au fur et à mesure que les deux flux (liquide et gaz) descendent dans la colonne.

I.6 Comparaisons des colonnes à plateaux et à garnissages

Les avantages et les inconvénients de ces deux types de colonne sont regroupés au niveau du tableau 1 [7] :

Tableau 1: comparaison des colonnes à plateaux et garnissages [7].

Types de Colonne	Garnissages	Plateaux
Avantage	<ul style="list-style-type: none"> -coût moindre pour diamètre inférieur à 1m - perte de charge plus faible - rétention plus faible - plus petit nombre d'étages qu'une colonne à plateaux pour une même hauteur. -intéressantes en discontinu et en cas de besoin d'un nombre d'étages assez faibles 	<ul style="list-style-type: none"> - coût élevé mais au-delà de 1 m de diamètre c'est moins coûteux - grand nombre d'étages disponibles -plus intéressantes en continu, sous la pression atmosphérique, en cas de besoin d'un nombre d'étages importants. -performances : court-circuit et rétro-mélanges sont mieux contrôlés -colonne à plateaux à déversoir présente une grande flexibilité
Inconvénients	<ul style="list-style-type: none"> -utilisation d'une pression réduite -possibilité d'existence de court-circuit de la phase gazeuse 	<ul style="list-style-type: none"> -perte de charge importante à cause de la couche de liquide sur le plateau - rétention forte (le liquide reste souvent en fin d'opération sur les plateaux)

I.7 Colonne à bulles

Un réacteur à colonne à bulles est un appareil utilisé pour générer et contrôler des réactions chimiques gaz-liquide (fig I.4). Il se compose d'une colonne verticale cylindrique remplie de liquide, au fond de laquelle est disposé un distributeur de gaz [8].

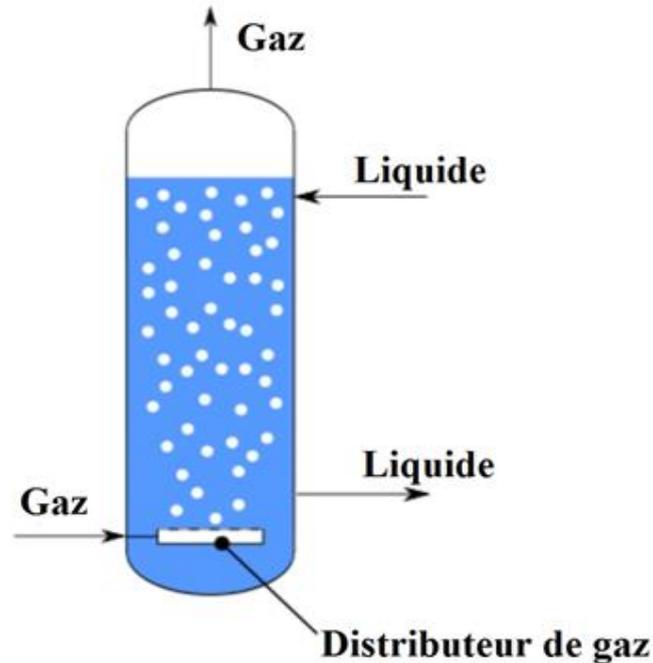


Figure I. 3: Représentation d'un réacteur à colonne à bulles [8]

Le rapport entre la hauteur du liquide relativement au distributeur à gaz et le diamètre de la colonne (H_{clDc}) varie généralement entre 3 et 6 et peut quelque fois atteindre des valeurs proches de 10. Dans l'industrie chimique le volume des colonnes à bulles va de 100 à 200 m³. En bio-technologie leur volume peut être de un à deux ordres de grandeur plus élevés. On peut observer dans la littérature que le volume des colonnes à bulles utilisées en laboratoire est généralement de quelques dizaines de litres[9].

En plus des caractéristiques géométriques, les facteurs influençant la performance des colonnes à bulle sont : les propriétés physiques de chacune des phases (densité, viscosité, comportement newtonien et non-newtonien, tension de surface, etc.) et les conditions d'opération, soit la pression, la température et la vitesse des phases. La pression et la température d'opération peuvent varier considérablement d'une application à une autre et dépendent de la cinétique et de la thermodynamique des réactions en jeux. Il est possible d'observer dans la littérature que le liquide est souvent en cuvée ou qu'il est alimenté à des vitesses superficielles plutôt faible, inférieures à 0.03 m/s. La vitesse superficielle du gaz se situe souvent entre 0.03 et 0.12 m/s dans les cas industriels [9].

I.8 la colonne à film tombant

C'est un équipement utilisé pour mettre en contact deux courants fluides (Typiquement, un courant gazeux et un courant liquide). Une colonne à paroi mouillée est essentiellement constituée par un réceptacle en forme de tube vertical: le flux de liquide circule le long de la paroi intérieure du tuyau, tandis que le courant gazeux circulant vers le centre du tube (fig I.5) [10].

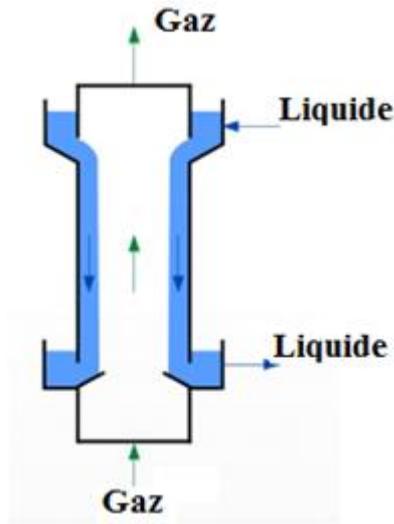


Figure I.4 : schéma de fonctionnement d'une colonne à paroi mouillée [10].

Dans le cas le plus courant, les fluides qui passent à travers la colonne sont un courant liquide et un courant gazeux: le liquide est distribué par le haut le long du bord de la colonne, de telle sorte que lors de la descente, il y a la formation d'un film de liquide qui recouvre la surface interne de l'appareil, le courant gazeux est introduit à partir du bas de la colonne, et au cours de son ascension il entre en contact avec la phase liquide à contre-courant. Dans l'interface de séparation gaz-liquide a lieu le processus d'échange de matière. Un tel appareil peut également être utilisé pour mettre en contact deux liquides immiscibles en mode co-courant.

Chapitre II : Colonnes à Plateaux

Introduction

Un plateau théorique se caractérise par le fait que la vapeur et le liquide qui s'en échappent sont en équilibre de pression, température et composition. Chaque plateau théorique est un point de la courbe d'équilibre $y_i = f(x_i)$. La vapeur qui quitte le plateau est toujours plus riche en légers que le liquide qui s'en échappe. Ainsi, en tête de colonne, on récupère les légers dans le distillat et, en pied de colonne, on récupère les lourds dans le résidu [11].

L'absorption d'un composé gazeux dans un liquide peut se faire en adiabatique ou bien en refroidissant les plateaux, comme dans la synthèse de l'acide nitrique.

Le stripage consiste à entraîner en phase gazeuse un composé dissous dans un liquide (extraction du brome de l'eau de mer), pour cela, on met en contact un gaz inerte (non soluble) avec la solution, ce qui a pour effet de diminuer la pression partielle de vapeur du soluté au-dessus de la solution [11].

II.1 Caractéristiques générales d'un plateau

Avant de décrire le mode de fonctionnement d'un plateau. Il est nécessaire de définir à l'aide de figure II.2 quelques grandeurs géométriques qui le caractérisent [12] :

D_T : diamètre de la colonne (m)

H : hauteur du barrage -déversoir qui crée la rétention liquide sur le plateau (cm)

T : distance entre plateau ou espacement (m)

D : largeur de déversoir (m)

e : hauteur de la fente d'entrée du liquide sur le plateau (m)

h_{od} : niveau liquide sur le déversoir (cm)

AD : aire du déversoir (m^2)

AA : aire active où a lieu le contact gaz-liquide (m^2)

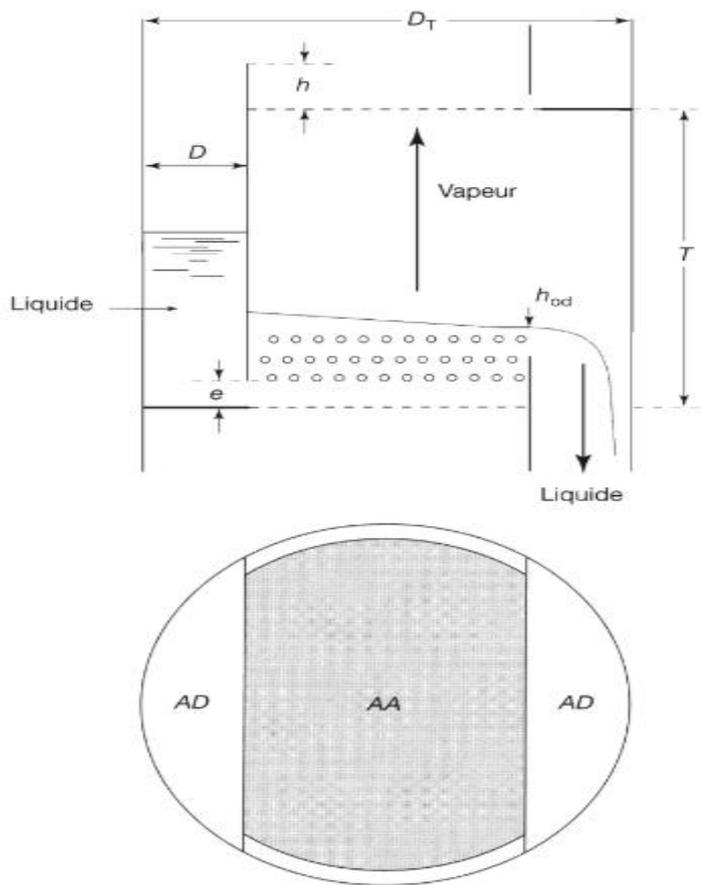


Figure II .1 : Schéma indiquant les principales caractéristiques d'un plateau [12].

II.2 Les différents types de plateaux

II.2.1 Les plateaux à courants croisés

II.2.1.1. Principe de fonctionnement

Dans les colonnes à plateaux à courants croisés, la phase gazeuse ascendante traverse le liquide qui se déplace horizontalement sur le plateau. Un barrage de sortie maintient sur le plateau une couche de liquide, qui s'écoule par gravité d'un plateau à l'autre, par une conduite. La perte de charge sur un plateau est le résultat de :

- la perte de charge du gaz au travers des trous du plateau ;
- la hauteur de liquide sur le plateau ;
- l'aération du liquide ;

En pratique, la perte de charge est de l'ordre de deux fois la hauteur de liquide sur le plateau soit environ 100 mm de liquide [13].

II.2.1.2 Différents types de plateaux à courants croisés

Il existe différents types de plateaux qui varient selon les producteurs. Le choix du plateau

dépend principalement du débit du liquide, de la souplesse d'utilisation souhaitée et du coût de l'installation. Les principaux types de plateaux sont [13] :

❖ Plateaux à calottes

C'est le modèle le plus répandu encore aujourd'hui, il se rencontre encore dans les industries pétrolières ou chimiques. Construit en fonte moulée, il est constitué d'une plaque perforée, chaque trou étant muni d'une cheminée, celle-ci sert à guider une calotte dont la fixation est assurée par une tige et un contre-écrou. Une centaine de forme différente de calottes ont été imaginées et conduisent à une efficacité de contact plus au moins bonne. Une certaine quantité de liquide est maintenue sur le plateau grâce à un déversoir qui assure l'écoulement du liquide vers le plateau inférieur[14].

La qualité prédominante d'un plateau à calotte est sa faculté d'adaptation à une très large gamme de débits liquide et vapeur. Son utilisation est toutefois restreinte en raison de son coût élevé et des fortes pertes de charge qu'il crée dans la colonne. On doit aussi noter la difficulté à vidanger, lors d'un arrêt, le liquide retenu, et ce malgré la présence de trous spécifiques[14].

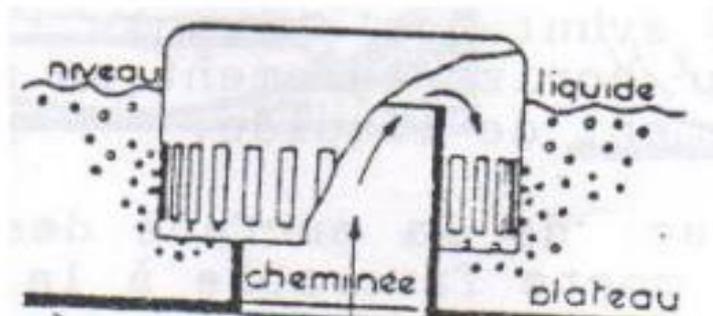


Figure II.2: Schéma d'une calotte [14].

❖ Les plateaux perforés

D'une conception assez récente, les plateaux perforés ont connu leur plein essor avec l'avènement de l'industrie pétrolière à grande échelle et la mise en œuvre de procédés continus en chimie [15].

Ces plateaux d'un coût faible et d'un entretien facile présentent néanmoins l'inconvénient d'une flexibilité limitée (1 à 3) et d'un rendement peu élevé en cas de faible charge liquide ou vapeur. La plupart des plateaux perforés se présentent avec des trous de 12mm de diamètre. Cependant, il existe des plateaux à perforations plus fortes(25mm) principalement utilisés pour des services

hautement corrosifs. De même, il existe des plateaux présentant des trous de diamètres plus faibles (jusqu'à 6mm) lorsqu'une faible perte de charge est requise, mais la flexibilité et l'efficacité diminuent [15].

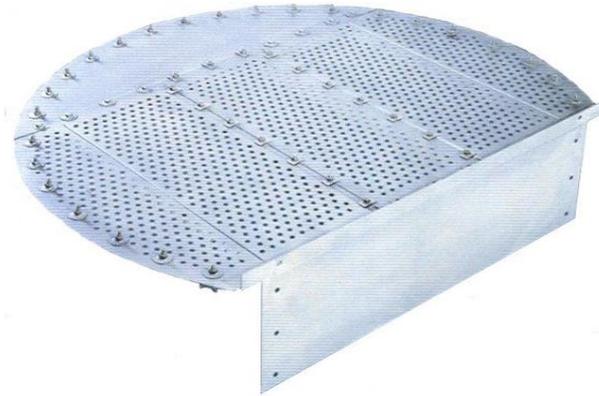


Figure II.3 : Plateau perforé [15].

II.2.2 Types de plateaux à contre-courant

❖ Description

Les plateaux à contre-courant sont composés essentiellement d'orifices et de fentes pour permettre l'écoulement du gaz et du liquide.

Les plateaux à contre-courant sont caractérisés par l'absence de trop-plein. Les organes de barbotage, constitués exclusivement par des trous et des fentes permettant à la fois l'ascension de la phase gaz et la descente du liquide.

Les colonnes à plateaux à contre-courant sont généralement équipées de plateaux :

- perforés sans déversoir,
- turbogrid [16].

a) Plateaux perforés sans déversoir

Dans le cas des plateaux perforés sans déversoirs, les trous sont plus grands que dans les plateaux avec déversoir, car le liquide passe par les mêmes orifices que le gaz [16].

b) Plateaux Turbogrid

Ce type de plateau a été inventé par Shell. Son principe, est le suivant : des barreaux égaux, parallèles et équidistants, de section rectangulaire forment un plancher ajouré horizontal. Ce

plateau a le gros avantage de pouvoir être construit en matériau quelconque. Il ne peut fonctionner que dans une zone étroite de débits. Son fonctionnement est semblable à celui des plateaux perforés sans déversoir [16].

II.3 Bilan matière de la colonne

Admettons les symboles suivants :

L', D', R' : respectivement, le débit molaire de la charge, du distillat et du résidu [kmol/h].

$X'_L, Y'_{D,i}, X'_{R,i}$: concentrations molaires du constituant le plus volatil respectivement dans la charge, dans le distillat et dans le résidu.

Les bilans matières pour la colonne entière et pour le constituant "i" quelconque s'écrivent [17] :

$$L' = D' + R' \dots\dots\dots (I.1)$$

$$L' * X'_{L,i} = D' * Y'_{D,i} + R' * X'_{R,i} \dots\dots\dots (I.2)$$

L'équation obtenue sert à calculer R et D, si la concentration du constituant " i " dans le distillat et dans le résidu est connue.

II.3.1 Bilan matière de la zone de rectification

$$G' = g' + D' \dots\dots\dots (I.3)$$

$$G' * Y'_{n,i} = g' * X'_{n-1,i} + D' * Y'_{D,i} \dots\dots\dots (I.4)$$

La résolution de cette équation par rapport à $Y'_{D,i}$, donne l'équation de concentration (opérateur) de la zone de rectification :

$$Y'_{n,i} = m * X'_{n-1,i} + (1-m) * Y'_{D,i} \dots\dots\dots (I.5)$$

Avec: $m = g' / G = rf / (rf + 1) \dots\dots\dots (I.6)$

Où: rf : est le taux de reflux

II.3.2 Bilan matière de la zone d'épuisement :

$$g' = G' + R' \dots\dots\dots (I.7)$$

$$g' * X'_{n+1,i} = G' * Y'_{n,i} + R' * X'_{R,i} \dots\dots\dots (I.8)$$

La résolution de l'équation (IV.18) par rapport à $X_{n+1,i}$ permet d'obtenir l'équation de concentration de la zone d'épuisement :

$$X'_{n+1,i} = Y'_{n,i} / m' + ((m'-1) / m') X'_{R,i} \dots\dots\dots (I.9)$$

$$\text{Avec : } m' = g' / G' = (rb + 1) / rb \dots\dots\dots (I.10)$$

Où: rb est le taux de rebouillage.

Il y a lieu de procéder au bilan matière de la zone d'alimentation .On a donc le bilan matière effectué juste au-dessous du plateau supérieur de cette zone.

$$g_m = g_k + G_d = G_K + R \dots\dots\dots (I.11)$$

$$g_m * X'_{m,i} = G_K * Y'_{K,i} + R * X'_{R,i} \dots\dots\dots (I.12)$$

De même, la vapeur G_m alimentant la zone de rectification est la somme de vapeur G_K et de la phase G_D . Ainsi, le bilan matière effectué juste au-dessous du plateau inférieur de la zone de rectification donne :

$$G_m = G_K + G_D = g_k + D \dots\dots\dots (I.13)$$

$$G_m Y'_{m,i} = G_K Y'_{K,i} + G_D X'_{D,i} \dots\dots\dots (I.14)$$

Dans le cas de rectification des mélanges complexes, on sera amené à effectuer des séries de calculs d'équilibre sur chaque plateau. Pour éviter le travail long et fastidieux des approximations successives, on peut utiliser une méthode simplifiée rapide donnant une précision souvent suffisante .Cette méthode fait intervenir la notion de volatilité " α_i " qui est le coefficient rapport d'équilibre du constituant " i " à celui d'un constituant de référence " r ".

$$\alpha_i = k_i / K_r \dots\dots\dots (I.15)$$

En qualité de constituant de référence, on peut choisir n'importe quel constituant (habituellement le constituant le moins volatil du mélange).

En tenant compte de (I.15), l'équation d'équilibre peut être écrite sous la forme [17]:

$$Y_i = K_i X_i = \alpha_i K_r X'_i \dots\dots\dots (I.16)$$

$$X_i = Y_i / \alpha_i K_r \dots\dots\dots (I.17)$$

La somme des équations (I.16) et (I.17) donne :

$$K_r = 1 / \sum \alpha_i X'_i \dots\dots\dots (I.18)$$

$$K_r = \sum Y_i / \alpha_i \dots\dots\dots (I.19)$$

$$Y'_i = \alpha_i X'_i / \sum \alpha_i X'_i \dots\dots\dots (I.20)$$

II.4 Ecoulement des fluides dans la colonne

II.4.1 Pertes de charge

La perte de charge totale est l'un des paramètres permettant le dimensionnement d'une colonne. Cette perte de charge dépend en premier lieu de la perte de charge des plateaux (ΔP plateau) qui correspond à la somme de plusieurs contributions. Une bonne prédiction de la perte de charge totale repose ainsi sur une description précise de chacune des contributions.

a-Perte de charge à sec (ΔP_{sec})

La perte de charge à sec (ΔP_{sec}) correspond à la perte de charge du plateau en gaz seul. Généralement dans la littérature, la perte de charge due aux perforations (ou aux clapets sur plateau à clapets) en écoulement gaz-liquide est considérée égale à la perte de charge à sec. Cette perte de pression est décrite par une équation d'orifice avec un coefficient dépendant de la géométrie des trous (forme, épaisseur du plateau ...) [18].

$$\Delta P_{sec} = \frac{\xi \rho_G U_{G,h}^2}{2}$$

($U_{G,h}$: vitesse du gaz ; ρ_G : masse volumique du gaz ; ξ : coefficient d'orifice)

Pour les plateaux à clapets l'expression est identique avec une zone intermédiaire correspondant à l'ouverture progressive des clapets pour laquelle la perte de charge est constante (fig II.5).

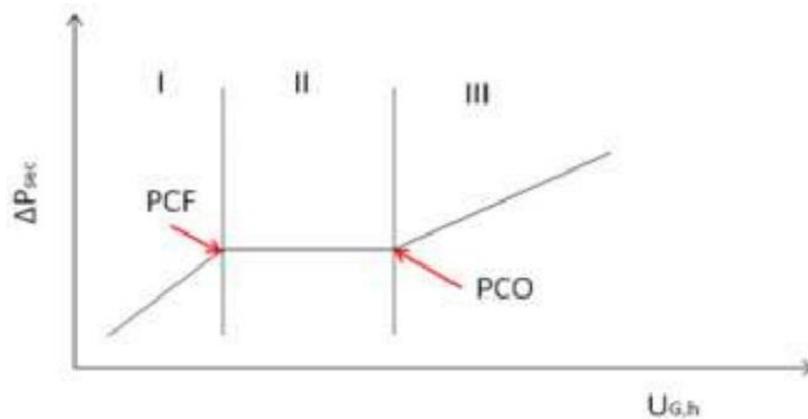


Figure II.4 : Schéma de la perte de charge à sec sur les plateaux à clapets. PCF : Point Clapets Fermés PCO : Point Clapets Ouverts[18].

Ainsi la courbe de ΔP_{sec} en fonction de la vitesse du gaz ($U_{G,h}$) au trou représente théoriquement trois zones. La première (clapets complètement fermés) et la troisième zone (clapets complètement ouverts) correspond à une augmentation avec la pression dynamique du gaz mais avec deux coefficients d'orifice différents :

Zone 1:

$$\Delta P_{sec(I)} = \frac{\xi_{CF} \rho_G U_{G,h}^2}{2}$$

Zone 2:

$$\Delta P_{sec(III)} = \frac{\xi_{CO} \rho_G U_{G,h}^2}{2}$$

Entre ces deux zones la perte de charge reste constante. En effet, l'augmentation de la vitesse du gaz permet le soulèvement des clapets. La vitesse au trou correspondante est calculable en égalant la perte de charge à la pression nécessaire au soulèvement des clapets:

$$\frac{\xi_{CF} \rho_G U_{G,h(PCF)}^2}{2} = \frac{K_g M_C}{A_C}$$

Point de début d'ouverture :

$$\frac{\xi_{CO} \rho_G U_{G,h(PCO)}^2}{2} = \frac{K g M_C}{A_C}$$

Avec M_C étant la masse d'un clapet, A_C la surface correspondante et K est un coefficient qui prend en compte l'effet de variation de pression sous les clapets ainsi que d'autres pertes induites par la structure de l'écoulement. La connaissance des coefficients de perte de charge singulière sur les zones I et III et du coefficient K permet, en théorie, de calculer la perte de charge constante en zone II ainsi que les vitesses $U_{G,h(PCF)}$ et $U_{G,h(PCO)}$ [18].

b- Perte de charge totale

La perte de charge totale sur le plateau est la somme de plusieurs contributions.

$$\Delta P_{Totale} (mmHg) = \Delta P_{émulsion} + \Delta P_{sec} + \Delta P_{\sigma} = \Delta P_{émulsion} + \left(1.83 \frac{U_{G,h}^2}{c^2} \rho_G \right) + \Delta P_{\sigma}$$

La perte de charge résiduelle est considérée constante ($\Delta P_{\sigma} = 314.9 Pa$)

Pour un diamètre de trous de l'ordre de quelques centimètres sur les plateaux à clapets la perte de charge résiduelle est largement négligeable sur ce type de plateaux $\Delta P_{\sigma} \approx 0$.

$$\Delta P_{Totale} = \Delta P_{sec} + \Delta P_{émulsion}$$

Avec

$$\Delta P_{émulsion} = \beta \rho_L g (h_w + h_{ow})$$

β est un facteur d'aération. En général ce facteur est pris égal à la rétention liquide, ce qui revient donc à négliger la perte de charge résiduelle et l'interaction gaz liquide[18].

II.4.2 La vitesse du gaz maximale

Pour calculer la vitesse de gaz maximale u_v , on utilise la relation suivante [19] :

$$u_v = (-0.1711t_t^2 + 0.271t_t - 0.047) * \left[\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v} \right]$$

Avec

u_v : vitesse de gaz maximale (m/s)

ρ_L : la masse volumique de liquide (kg/m³)

ρ_v : la masse volumique du gaz (kg/m³)

l_t : l'espacement entre les plateaux (m)

II.5 Détermination des dimensions de la colonne

Les conditions de marche d'une colonne sont : pression, température et taux de reflux en fonction du nombre d'étages. Les dimensions d'une colonne sont [20]:

II.5.1 Hauteur de la colonne

Cette hauteur est liée au nombre de plateaux que l'on doit installer à l'espacement que l'on doit prévoir entre chacun deux [20].

La hauteur de la colonne est :

$$HT = h_1 + h_2 + h_3 + h_4 + h_5 + h_6 \text{ (m)} \dots\dots\dots$$

$h_1 = D/2$: la distance entre le 1er plateau de la zone de rectification et le sommet de la colonne.

$h_2 = (N_R - 1) h_p$: la hauteur de la zone de rectification.

$h_3 = 2 \cdot h_p$: la hauteur de la zone d'alimentation.

$h_4 = (N_E - 1) h_p$: la hauteur de la zone d'épuisement.

h_5 : hauteur libre au fond de la colonne (1- 1,5m).

h_6 : hauteur de la jupe de la colonne (1,5m).

$h_p = (0,3 - 0,8\text{m})$: la distance entre deux plateau successives .

II.5.2 Nombre de plateaux

Le nombre d'étages est fonction du taux de reflux, ces étages sont également appelés « plateaux théoriques ».

En pratique, il n'en est pas ainsi et on doit intervenir la notion d'efficacité de 100%, le plateau réel à une efficacité inférieure à 100%, le rapport entre le nombre de plateaux théoriques et le nombre de plateaux réels est l'efficacité moyenne des plateaux d'une colonne [20].

E : efficacité moyenne =

$$(\%) = \frac{N_{br} \text{ de plateaux théoriques}}{N_{br} \text{ de plateaux réel}}$$

III.5.3 Espacement entre les plateaux

Les critères sont simples, il faut que la construction soit possible et que l'on puisse pénétrer entre les plateaux pour assurer l'entretien, la hauteur de la tour sera égal au produit du nombre de plateaux par l'espacement, plus l'espace libre en tête et au fond du tour[20].

II.5.4 Calcul du diamètre de la colonne

Pour calculer le diamètre de la colonne, on utilise la relation suivante [20] :

$$D_c = \sqrt{\frac{4 \times Q_v}{\pi \times \rho_v \times u_v}}$$

Avec

Q_v : le débit massique du gaz (kg/s)

ρ_v : la masse volumique du gaz (kg/m³)

U_v : vitesse de gaz maximale par unité de section de la colonne (m/s)

II.5.5 Autres grandeurs et corrélations intervenant dans le dimensionnement d'un plateau [21] :

1) Facteur de débit

$$\varphi = \frac{Q_m L}{Q_m G} \sqrt{\frac{\rho_G}{\rho_L}}$$

2) Facteur de capacité

Déterminé généralement à l'aide des abaques du constructeur:

$$C_{Ge} = u_{Geng} \sqrt{\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G}}$$

OU

$$C_{GAA} = u_{GAA} \sqrt{\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G}}$$

3) Facteur de charge gazeuse

$$\varphi_{GAA} = u_{GAA} \sqrt{\rho_G}$$

3) Souplesse

$$S_p = \frac{Q_{G\max}}{Q_{G\min}}$$

II.6 Le temps de rétention (TR)

Le temps de rétention est le temps nécessaire à un composé pour traverser la colonne et être détecté. Conventionnellement, le temps de rétention est déterminé au sommet du pic chromatographique qui correspond généralement à la moitié de l'élution du composé (FII.6) [22].

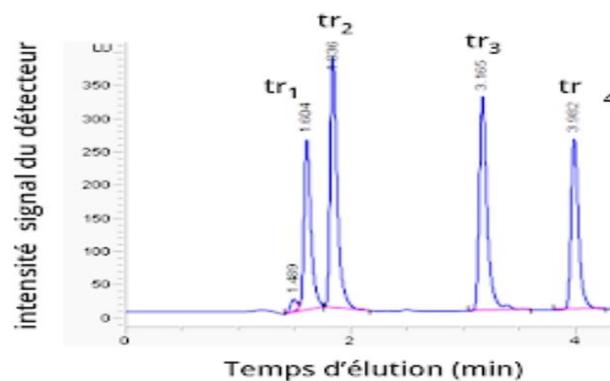


Figure II.5: chromatogramme montrant les pics correspondant au temps d'élution [22].

II.7 facteur de rétention(k)

Le facteur de rétention k (anciennement appelé facteur de capacité et noté k') permet d'appréhender la capacité de la colonne à retenir le composé dans les conditions d'élution paramétrées. Pour déterminer le facteur de rétention, il faut pouvoir connaître le temps mort* (t_m) et le temps de rétention du composé concerné (tr_i). Le facteur de rétention se détermine avec la formule suivante [22].

$$k = \frac{tr_i - t_m}{t_m}$$

Où

tr : temps de rétention du composé

t_m : temps mort de la colonne

si

$k \leq 1$: l'élution est trop rapide ;

$k \geq 1$: l'élution est trop lente ;

II.8 Engorgement de la phase gazeuse, choix du diamètre de la colonne

Il est nécessaire que la vitesse de la vapeur dans la section libre entre deux plateaux ne dépasse pas une certaine valeur. La plupart des corrélations de la littérature, et notamment celles des constructeurs, ont étudié le comportement d'un plateau en terme d'entraînement. Ils ont ainsi défini un facteur de capacité C qui s'exprime comme la vitesse maximale en fut vide corrigée par terme de densité soit [23]:

$$U_{si} = C \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}}$$

Où U_{si} est la vitesse (en m/s) en fut vide de la vapeur à l'engorgement.

Ce facteur de capacité dépend principalement des caractéristiques physico-chimiques des phases, mais aussi des caractéristiques géométriques de la colonne. De nombreux abaques ont été

proposés pour corréliser C au facteur de débit : $\frac{L}{G} \sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L}}$.

La figure II.7 en donne un exemple : en corrigeant la valeur de C qui y est lue par $(\sigma/20)^{0,2}$, on obtient la corrélation de Fair très souvent utilisée.

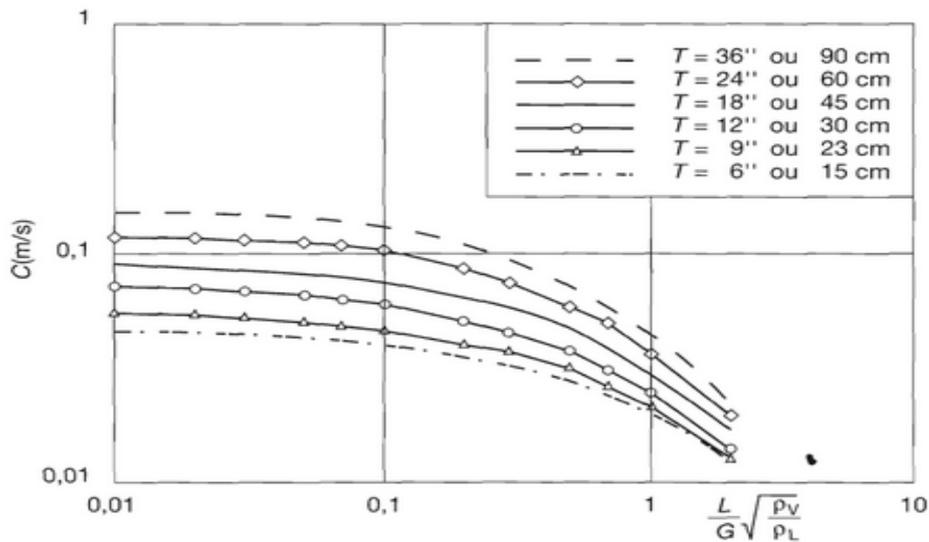


Figure II.6: Corrélation de Fair pour évaluer les conditions d'engorgement [23].

Plus récemment, Kister et Haas ont proposé une corrélation d'application plus générale :

$$C = 0,05 \left[\frac{d_H^2 \cdot \sigma}{\rho_l} \right]^{0,125} \left[\frac{\rho_V}{\rho_L} \right]^{0,1} \left[\frac{T}{h_{cl}} \right]^{0,5}$$

d_H : diamètre des trous (0,33 à 2,6 cm)

T : espacement entre plateau (36 cm)

h_{cl} : hauteur de liquide claire sur le plateau

σ : tension interfaciale en dyne/cm (5 < σ < 80 ; pour σ < 25 dyne/cm , les auteurs recommandent de prendre $\sigma=25$).

II.9 Domaine de fonctionnement des plateaux

Pour qu'un plateau fonctionne normalement, il est nécessaire de maîtriser deux paramètres, à savoir : la vitesse de la phase vapeur et le débit liquide (ou plus exactement le débit par unité de longueur du barrage de sortie). De mauvais choix peuvent provoquer des dysfonctionnements de type hydraulique, qui vont nuire à la performance, on distingue[24] :

❖ L'engorgement (flooding)

Qui intervient aussi bien pour la vapeur que pour le liquide :

a) Le soufflage (blowing)

Il se produit pour des débits vapeur trop élevés par rapport au trafic liquide. Il y a formation d'un brouillard finement dispersé au-dessus de la zone de contact. Cette situation conduit à un mauvais transfert liquide-vapeur, avec formation de mousse et de fines gouttelettes entraînées vers les plateaux supérieurs.

b)L'engorgement par entraînement (jet flooding)

L'accroissement simultané des débits liquide et vapeur, situation courante lorsque l'on recherche une capacité maximale, se rapproche du phénomène précédent. L'entraînement liquide vers le plateau supérieur augmente alors en raison de l'accroissement de la hauteur liquide sur le plateau, ce qui réduit la hauteur de désengagement de la vapeur. Le fonctionnement devient instable[24].

❖ Le pleurage (weeping)

Les plateaux perforés ou à clapets sont, par nature, non étanches; il existe donc toujours une légère fuite de liquide, qui reste acceptable et ne perturbe pas trop l'efficacité. Toutefois, en dessous d'un certain débit de vapeur, la poussée hydrostatique n'étant plus suffisante, le liquide s'écoule au travers des orifices. Cette fuite, ou pleurage, est extrêmement néfaste en raison du remélangeage qu'elle crée. Il est possible de tracer sur une figure les limites de fonctionnement satisfaisant d'un plateau. Cette zone délimite son domaine de stabilité, c'est-à-dire les conditions extrêmes de débit entre lesquelles le fonctionnement est acceptable [24].

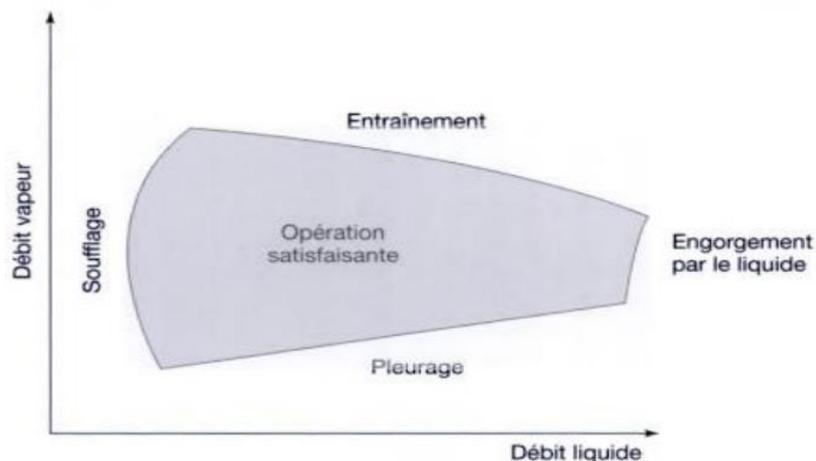


Figure II.7 :Domaine de fonctionnement acceptable pour un plateaux [24].

Chapitre III : Présentation du procédé étudié et des résultats

Présentation du procédé étudié et des résultats

Introduction

Dans ce chapitre, on va commencer par décrire le procédé étudié ensuite on présentera son modèle mathématique ainsi que les méthodes numériques de résolution de ce modèle. Ensuite on présentera l'algorithme et l'organigramme utilisés pour faire la simulation du procédé. Enfin, on terminera ce chapitre par la présentation et discussion des résultats obtenus.

III.1. Présentation du procédé

Le procédé étudié est un réacteur continu de type colonne à plateaux gaz-liquide opérant à contre-courant. Dans ce réacteur le polluant SO_2 provenant de la phase gaz réagit avec la soude (NaOH) contenue dans la phase liquide. La phase gaz contenant le polluant (SO_2) possède un mouvement ascendant et la phase liquide contenant le co-réactif (NaOH) possède un mouvement descendant. Le courant gazeux entre dans le réacteur avec un débit molaire partiel à l'entrée G_{1e} , un débit molaire partiel à la sortie G_{1s} , une fraction molaire en polluant à l'entrée y_{1e} et une fraction molaire en polluant à la sortie y_{1s} . Le courant liquide entre dans le réacteur avec un débit molaire partiel à l'entrée L_{1e} , un débit molaire partiel à la sortie L_{1s} , une fraction molaire en co-réactif à l'entrée x_{1e} et une fraction molaire en co-réactif à la sortie x_{1s} .

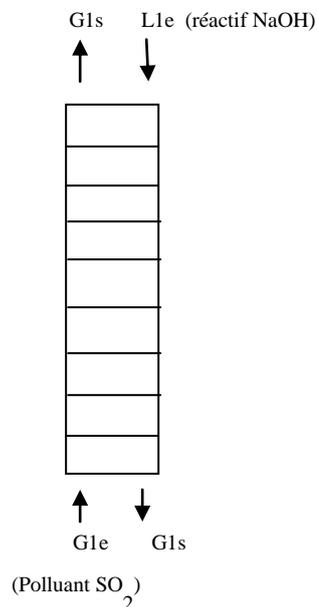


Figure III .1 Schéma simplifié du procédé étudié (colonne à plateaux)

III.2. Modèle mathématiques du procédé et méthode de résolution

La phase gaz étant supposée en écoulement de type piston et la phase liquide en écoulement de type parfaitement agitée ; le modèle mathématique du procédé se résume essentiellement aux équations algébriques et différentielles couplées suivantes :

$$G_{1e} - G_{1s} = (v_1/v_2).(L_{2e} - L_{2s}) + L_{1s} - L_{1e} \quad (\text{bilan de matière global})$$

$$dG_1 = -k_{11}.(C_{11b} - C_{11}^*).a.S.dz \quad (\text{bilan de matière différentiel du polluant } A_1 \text{ dans la phase gaz})$$

$$L_{1e} + N'_1.a . \epsilon_L.V = L_{1s} + (-v_1.r . \epsilon_L.V \quad (\text{bilan de matière différentiel de } A_1 \text{ dans la phase liquide})$$

$$L_{2e} = L_{2s} + (-v_2).r . \epsilon_L.V \quad (\text{bilan de matière différentiel du co-réactif } A_2 \text{ dans la phase liquide})$$

$$L_{3e} + (v_3).r . \epsilon_L.V = L_{3s} \quad (\text{bilan de matière différentiel du produit } A_3 \text{ dans la phase liquide})$$

avec

G_{1e} : débit molaire partiel du polluant en phase gaz à l'entrée dans le réacteur (mole/s)

G_{1s} : débit molaire partiel du polluant en phase gaz à la sortie du réacteur (mole/s)

L_{1s} : débit molaire partiel du polluant en phase liquide à la sortie (mole/s)

L_{1e} : débit molaire partiel du polluant en phase liquide à l'entrée (mole/s)

L_{2e} : débit molaire partiel du réactif en phase liquide à l'entrée (mole/s)

L_{2s} : débit molaire partiel du réactif en phase liquide à la sortie (mole/s)

v_1 : coefficient stœchiométrique relatif au polluant

v_2 : coefficient stœchiométrique relatif au réactif liquide

v_3 : coefficient stœchiométrique relatif au produit

$r = k_2.C_1.C_2$: vitesse de la réaction en phase liquide (mole/m³.s)

ϵ_L : rétention de la phase liquide (%) ($\epsilon_L = V_{liq}/V_{liq} + V_{gaz}$)

S : section de la colonne

$$N'_1 = k_{1I} \cdot (C_{1Ib} - C_{1I}^*) \text{ (flux local de } A_1 \text{ transféré en mole/m}^2 \cdot \text{s)}$$

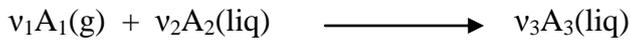
k_{1I} : coefficient de transfert de matière du polluant A_1 dans la phase gaz (m/s)

C_{1Ib} : concentration molaire du polluant A_1 dans la phase gaz (mole/m³)

C_{1I}^* : concentration molaire du polluant A_1 à l'interface coté phase gaz (mole/m³)

$V = V_{liq} + V_{gaz}$ (volume total du contacteur gaz-liquide)

Le polluant SO_2 (A_1) se déplace de la phase gaz vers la phase liquide où il va réagir avec le co-réactif $NaOH$ (A_2), pour donner un produit (A_3) qui reste en phase liquide, selon la réaction suivante :



Les hypothèses suivantes ont été adoptées lors de la résolution du modèle mathématique :

- Réaction rapide entre le polluant (SO_2) et le co-réactif ($NaOH$).
- Le débit volumique total gazeux (Q_g) reste constant au cours de l'absorption.
- Température constante tout au long de la colonne (processus isotherme).
- Pas de perte de charge de la phase gaz et de la phase liquide à travers la colonne

La résolution simultanée des deux équations algébrique et différentielles (bilan global et partiel dG_1) du modèle mathématique du procédé permet d'obtenir le taux de conversion du polluant A_1 à la sortie du réacteur, X , en fonction de divers paramètres. Ces paramètres sont :

- la température régnante dans la colonne T ;
- le débit volumique total du gaz traversant la colonne Q_g ;
- la pression totale opératoire de la phase gaz (P) ;
- l'aire interfaciale spécifique du garnissage (a) ;
- cinétique de la réaction (facteur d'accélération (E)).

III.3 Algorithme utilisé dans la simulation

L'algorithme se résume par les étapes suivantes :

Étape I : initialisation des paramètres

$T = 20 + 273.15$	(température de la phase gaz en degré K)
$P = 1$	(pression de la phase gaz en atm)
$y_{1e} = 0.01$	(fraction molaire du polluant à l'entrée de la colonne)
$R = 8.3$	(constante des gaz parfaits en $\text{m}^3 \cdot \text{Pa} / (\text{mole} \cdot \text{K})$)
$k_{1L} = 5.10^{-4}$	(coefficient de transfert de matière coté phase liquide en m/s)
$a = 30$	(aire interfaciale spécifique en $1/\text{m}$)
$D = 1.3$	(diamètre de la colonne en m)
$Q_g = 1.67$	(débit volumique gazeux en m^3/s)
$n = 10$	(nombre de plateaux)
$He = 5.5.10^5/1000$	(coefficient de Henry en $\text{m}^3 \cdot \text{atm} / \text{mole}$)
$\rho_{og} = 1.2$	(masse volumique de la phase gaz en kg/m^3)
$M_g = 29.10^{-3}$	(masse molaire moyenne de la phase gaz en kg/mole)
$E = 4$	(facteur d'accélération)
$v_{eng} = 1.73$	(vitesse d'engorgement en m/s)
$cf_{eng} = 0.75$	(coefficient d'engorgement)
$\text{surface_plateau} = 0.9$	(fraction de surface du plateau relativement à la section de la colonne)

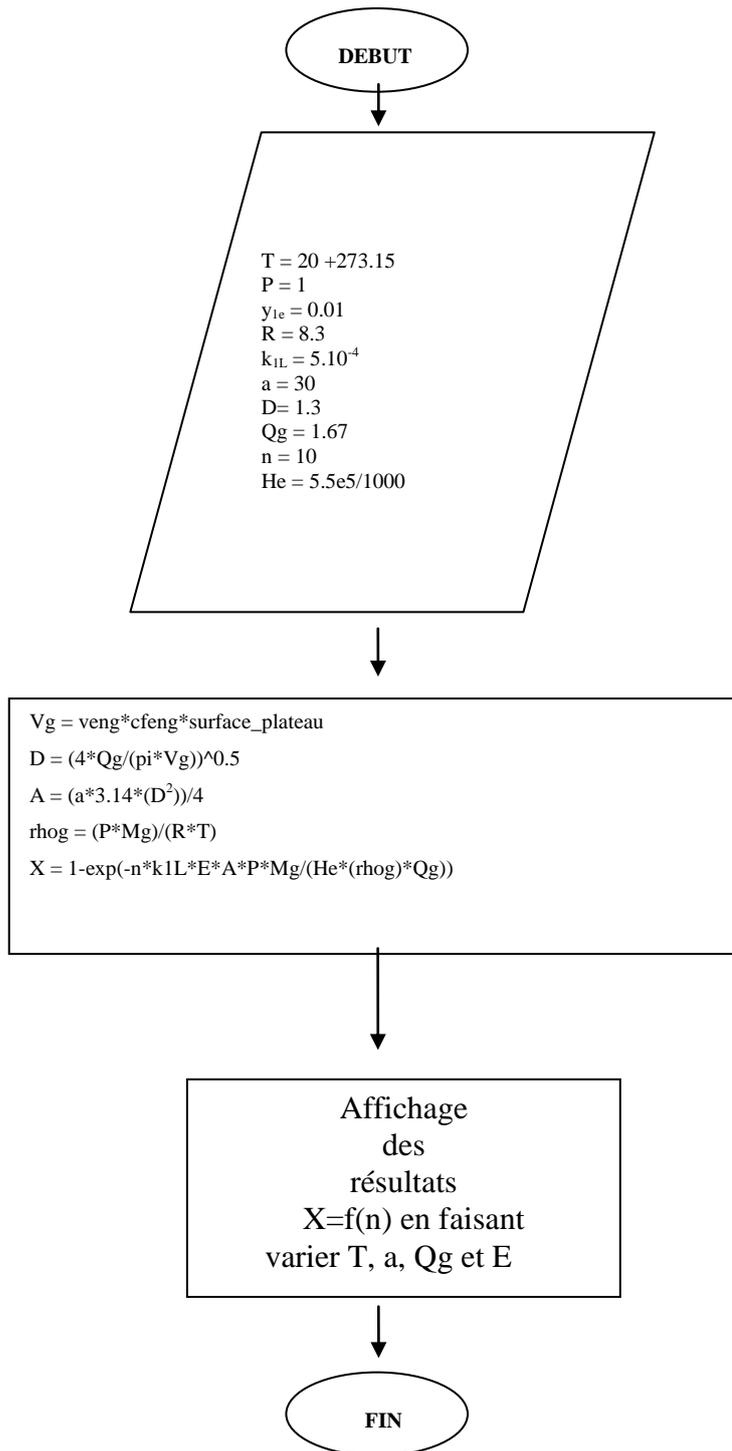
Étape II : calcul du taux de conversion X, du polluant à la sortie, en faisant varier les paramètres opératoires : T, a, Qg et E et en utilisant le logiciel Matlab.

$$V_g = v_{eng} \cdot cf_{eng} \cdot \text{surface_plateau}$$
$$D = (4 \cdot Q_g / (\pi \cdot V_g))^{0.5}$$
$$A = (a \cdot 3.14 \cdot (D^2)) / 4$$
$$\rho_{og} = (P \cdot M_g) / (R \cdot T)$$
$$X = 1 - \exp(-n \cdot k_{1L} \cdot E \cdot A \cdot P \cdot M_g / (He \cdot (\rho_{og}) \cdot Q_g))$$

Étape III

Affichage des résultats: $X=f(n)$ pour différentes valeurs de T, a, Qg et E

III.4. Organigramme général utilisé dans la simulation



III.5. Taux de conversion (X) du polluant en fonction du nombre de plateaux (n) de la colonne pour différentes valeurs de la température (T) de la phase gaz

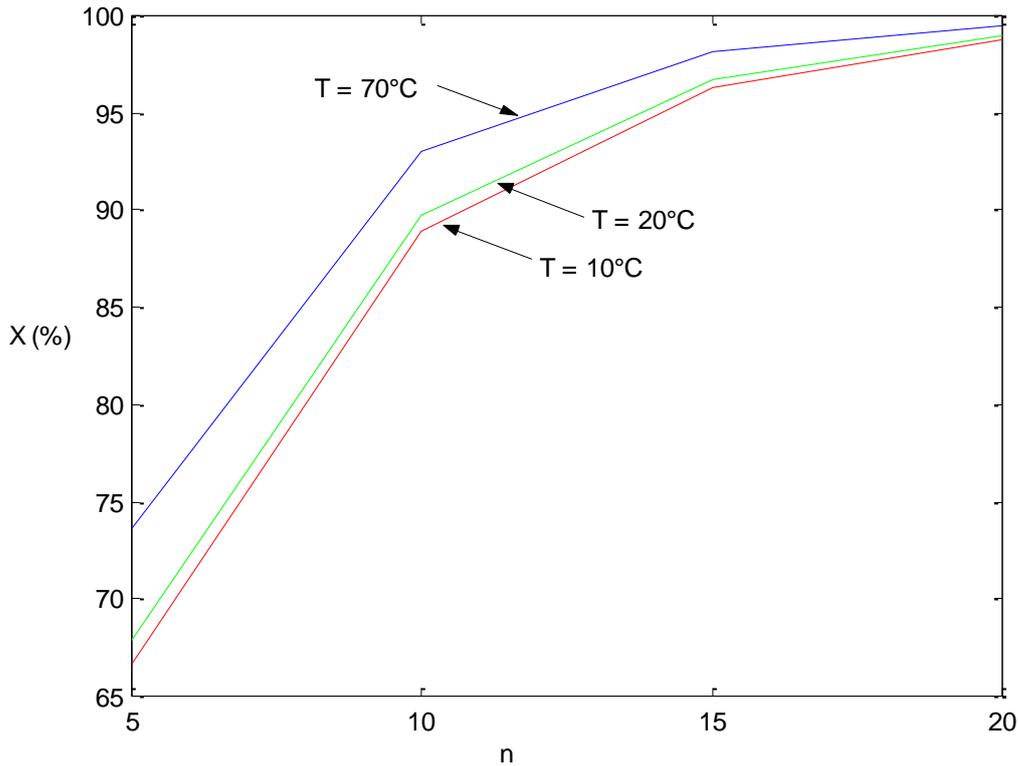


Figure III.2. Taux de conversion X en fonction du nombre de plateaux (n) de la colonne pour différentes valeurs de la température T de la phase gaz.

La figure III.2 montre que pour une valeur fixée de la température, le taux de conversion du polluant augmente en fonction du nombre de plateaux de la colonne. La figure III.2 montre également que pour une valeur donnée du nombre de plateaux de la colonne, le taux de conversion du polluant augmente si la température augmente. Cet effet s'explique par l'augmentation de la constante cinétique (k_2) et conséquemment du transfert de matière à l'interface gaz-liquide quand la température augmente. Donc, pour une valeur fixe du nombre de plateaux, si on désire augmenter le taux de conversion du polluant, il faudrait augmenter autant que possible la température de la phase gaz. Par ailleurs, l'effet de la température sur la conversion est plus important aux faibles valeurs du nombre de plateaux et devient moins important si le nombre de plateaux est élevé.

III.6. Taux de conversion (X) du polluant en fonction du nombre de plateaux (n) de la colonne pour différentes valeurs du débit volumique gazeux (Q_g)

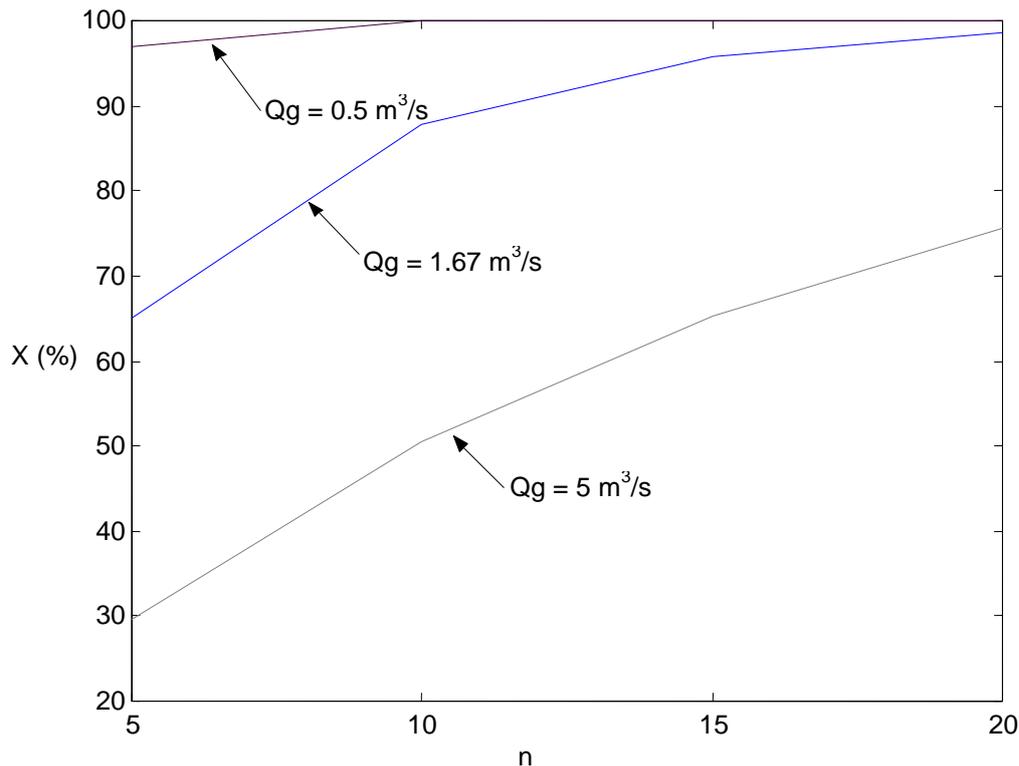


Figure III.3. Taux de conversion X en fonction du nombre de plateaux(n) de la colonne pour différentes valeurs du débit volumique gazeux (Q_g).

La figure III.3 montre que pour une valeur fixée du débit volumique gazeux, le taux de conversion du polluant augmente en fonction du nombre de plateaux de la colonne.

La figure III.3 montre aussi que pour une valeur donnée du nombre de plateaux de la colonne, le taux de conversion du polluant diminue si le débit volumique gazeux augmente. Cet effet peut s'expliquer par l'effet d'engorgement que peut provoquer le débit gazeux.. Donc, pour une valeur fixée du diamètre, si on désire augmenter le taux de conversion du polluant, il faudrait diminuer autant que possible le débit gazeux.

III.7. Taux de conversion (X) du polluant en fonction du nombre de plateaux (n) de la colonne pour différentes valeurs de la pression opératoire (P)

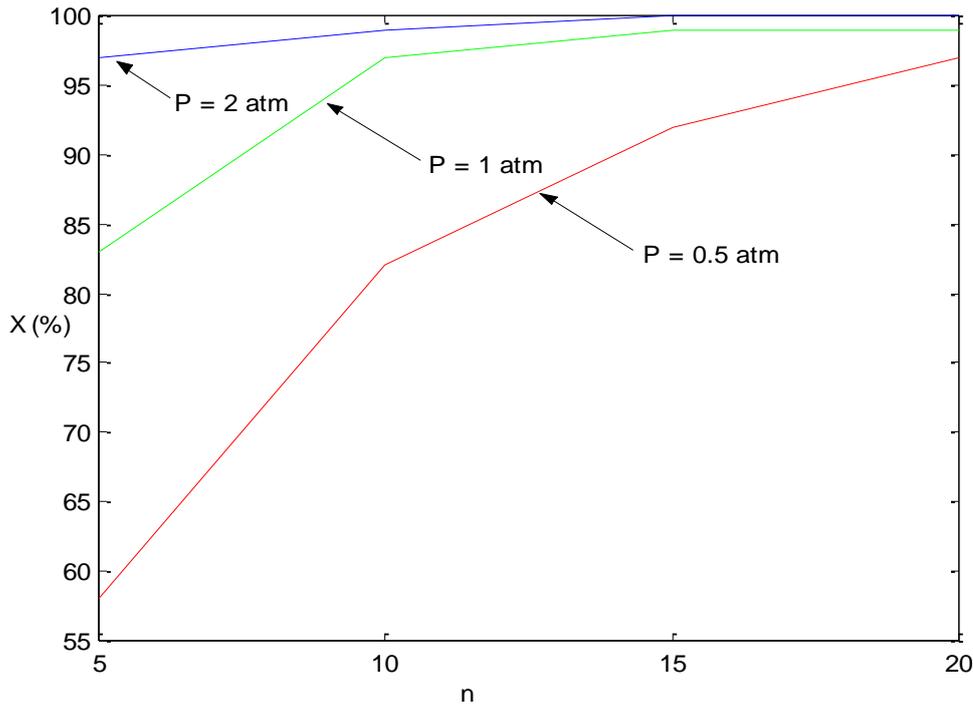


Figure III.4. Taux de conversion X en fonction du nombre de plateaux(n) de la colonne pour différentes valeurs de la pression opératoire (P).

La figure III.4 montre que pour une valeur fixée de la pression, le taux de conversion du polluant augmente en fonction du nombre de plateaux de la colonne.

La figure III.4 montre aussi que pour une valeur donnée du nombre de plateau de la colonne, le taux de conversion du polluant augmente si la pression augmente. Cet effet est plus prononcé aux faibles valeurs de n. Donc, pour une valeur fixée du nombre de plateaux n, si on désire augmenter le taux de conversion du polluant, il faudrait augmenter la pression opératoire autant que possible.

III.8. Taux de conversion (X) du polluant en fonction du nombre de plateaux (n) de la colonne pour différentes valeurs de l'aire interfaciale (a)

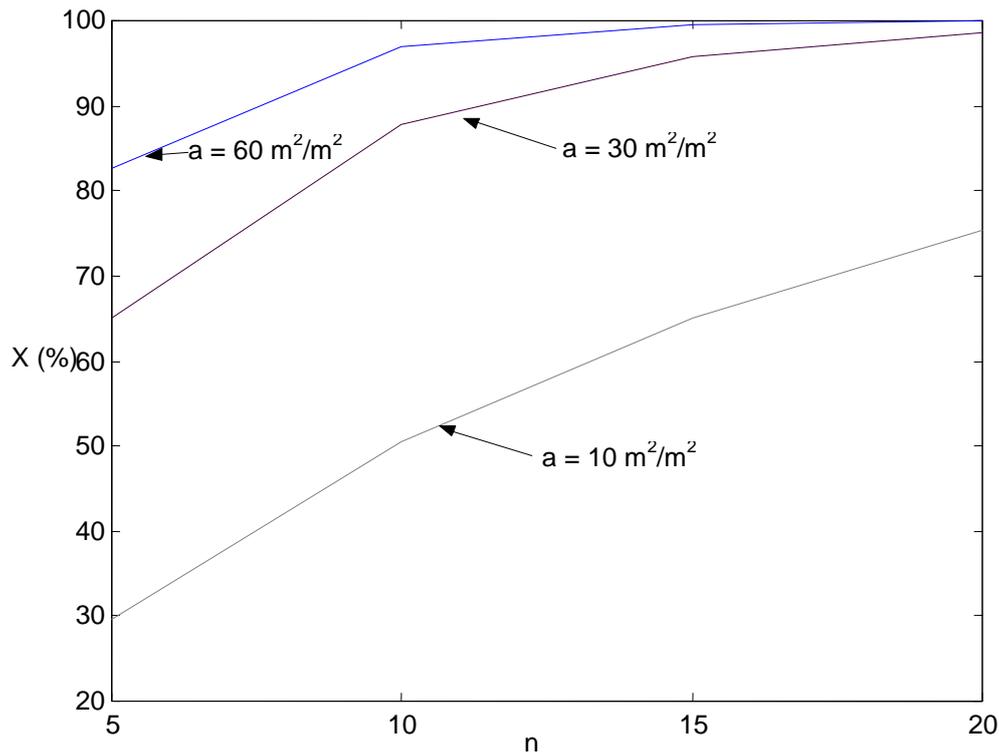


Figure III.5 Taux de conversion X en fonction du nombre de plateaux (n) de la colonne pour différentes valeurs de l'aire interfaciale des plateaux (a).

La figure III.5 montre que pour une valeur fixée de l'aire interfaciale du plateau, le taux de conversion du polluant augmente en fonction du nombre de plateaux de la colonne.

La figure III.5 montre aussi que pour une valeur donnée du nombre de plateau de la colonne, le taux de conversion du polluant augmente si l'aire interfaciale augmente. Cet effet peut s'expliquer par l'accroissement de la surface de contact gaz-liquide. Cet effet est plus prononcé aux faibles valeurs de n. Donc, pour une valeur fixée du nombre de plateaux n, si on désire augmenter le taux de conversion du polluant, il faudrait utiliser des plateaux ayant une grande aire interfaciale.

III.9. Taux de conversion (X) du polluant en fonction du diamètre de la colonne pour différentes valeurs du facteur d'accélération (E)

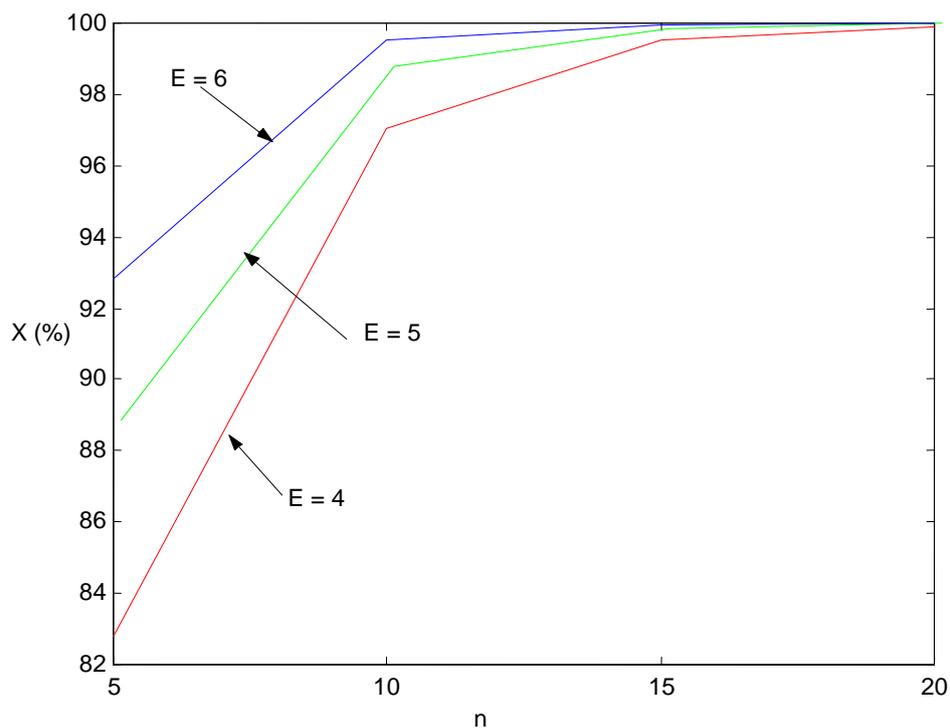


Figure III.6. Taux de conversion X en fonction du nombre de plateaux(n) pour différentes valeurs du facteur d'accélération de la réaction (E).

La figure III.6 montre que pour une valeur fixée du facteur d'accélération de la réaction E, le taux de conversion du polluant augmente en fonction du nombre de plateaux de la colonne.

La figure III.6 montre aussi que pour une valeur donnée du nombre de plateau de la colonne, le taux de conversion du polluant augmente si le facteur d'accélération de la réaction E augmente. Cet effet peut s'expliquer par l'effet de la réaction chimique qui accélère le transfert de matière. Cet effet est plus intense aux faibles valeurs de n et devient moins important quand n devient plus élevé ($n \geq 15$). Donc, on vérifie bien que le transfert de matière est très favorisé par une cinétique élevée de la réaction chimique.

CONCLUSION GÉNÉRALE

CONCLUSION GÉNÉRALE

Dans ce travail on a utilisé un logiciel de simulation (Matlab) pour simuler le fonctionnement d'une colonne à plateaux qui est le siège d'une réaction gaz-liquide entre un polluant en phase gaz et un co-réactif en phase liquide. Le cas que nous avons simulé correspond à une situation dans laquelle il faut déterminer, par simulation, dans quels cas le taux de conversion du polluant serait optimal (maximal) en faisant varier plusieurs paramètres opératoires, à savoir :

- la température régnante dans la colonne T ;
- le débit volumique total du gaz traversant la colonne Q_g ;
- la pression totale opératoire de la phase gaz (P) ;
- l'aire interfaciale spécifique du garnissage (a) ;
- la cinétique de la réaction (facteur d'accélération E).

Les principaux résultats obtenus dans cette étude peuvent être résumés comme suit :

- pour une valeur donnée du nombre de plateaux de la colonne, le taux de conversion du polluant augmente si la température de la phase gaz augmente ;
- pour une valeur donnée du nombre de plateaux de la colonne, le taux de conversion du polluant augmente si le débit volumique gazeux diminue ;
- pour une valeur donnée du nombre de plateaux de la colonne, le taux de conversion du polluant augmente si la pression de la phase gaz augmente ;
- pour une valeur donnée du nombre de plateaux de la colonne, le taux de conversion du polluant augmente si l'aire interfaciale spécifique des plateaux augmente.
- pour une valeur donnée du nombre de plateaux de la colonne, le taux de conversion du polluant augmente si le facteur d'accélération (E) ou bien la cinétique de la réaction augmente.

Référence

- [1] **Bouamama Amar** « Simulation de l'hydrodynamique dans une colonne à bulles » Mémoire Magister, Université des Sciences et de la Technologie d'Oran (2010).
- [2] **Laouedj Nadjia** « Opérations Unitaires » Cours université des sciences et la technologie Mohamed –boudiaf , pp 34,(2018).
- [3] **Jean-Claude Charpentier** « Les écoulements gaz-liquide en génie chimique Gaz-liquid » flows in chemical engineering Laboratoire des Sciences du Génie Chimique CNRS - ENSIC, Article published by SHF and available at <http://www.shf.lhb.org>.
- [4] **IEERE TRAMBOUZE**, les réacteurs chimiques (conception / calcul / mise en œuvre), IFP, 1984, p 36.
- [5] **Yacine Haroun** « Etude du transfert de masse réactif Gaz-Liquide le long de plans corrugués par simulation numérique avec suivi d'interface » Doctorat (2008) , pp 8.
- [6] <http://fr.scribd.com/doc/239572128/tox-proc-colonnes-garnissage-V0-pdv>
(28/005/2022)
- [7] **Njatoarivel Tojonirina Alain** « Experimentation d'une colonne de rectification d'alcool » Mémoire de Master ,pp 21 , Promotion 2014.
- [8] <https://googleweblight.com/i?u=https%3A%2F%2Ffst>.(29/05/2022).
- [9] **Le Febvre sylvain** « caractérisation de l'hydrodynamique d'une colonne à bulles à l'aide de mesures locales» Mémoire de Master ,Ecole Polytechnique de Montréal (1999).
- [10] <https://boowiki.info/art/equipement-chimique/une-colonne-a-paroi>-(29/05/2022).
- [11] **Jean-Paul duroudier** « volume 2- la distillation3 » ISTE éditions (2017) p 65.
- [12] **P. Trambouze** « le raffinage du pétrole 4Matérielles et équipements » pp 4-5 Paris (1999) IFP.
- [13] **Cicile J.C.Distillation**, Absorption,colonne à plateaux :Dimensionnement,Techniques de

Référence

- l'ingénieur, J 2623.
- [14] **J.CRABOLL** « Transfert de matière et transfert de chaleur »
- [15] <http://kempro.eu/plateauxperfores.html> (30/05/2022).
- [16] <https://www.academia.edu/23245705/colonne-a-plateaux>(30/05/2022).
- .
- [17] **G.Crabol** « transfert de matière et de transfert de chaleur », les équipements des unités pétrolières »
- [18] **Mme Rim Brahem** « Etude de l'effet de d'échelle sur les plateaux a clapet De colonne D'absorption » Doctorat 2013.
- [19] **R.K.SINNOTT**. Chemical, Engineering. Design, Copyright, 1988.
- [20] http://WWW.memoireonline.com/02/12/5309/m_Theme-simulation-d-train-de-traitement-de-gaz-l-aide-des-outi_HYYSS-et-PRO-III9(01/06/2022).
- [21] **pierre TRAMBOUZE**, Raffinage du pétrole, tome4 matériels et équipements. Edition
- [22] <http://googleweblight.com/i?u=http%3A%2F2Fchimactiv.agroparishhfr%2F%2Fbases%2F%2Fhplc%2Fsavoir-plus%2F33&geid=NSTN&hl=en-US>,(01/06/2022).
- [23] **Pierre . Trambouse** « le raffinage du pétrole 4Matérielles et équipements » , Editions Technique .IFP .paris (1999).
- [24] **Kedi Mounir mouhssen, Mostefa Housseme dine**« Contribution à L'étude d'une Colonne d'une colonne de distillation à plateaux (Début aniseur C- 102 de Hassi R'MEL) Mémoire de Master ,(pp 12) 2017 .