

الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية
République Algérienne Démocratique et Populaire
وزارة التعليم العالي و البحث العلمي
Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique

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



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

Mémoire présentée en vue de l'obtention
Du diplôme de Master en : Génie des Procédés

Option : Génie Chimique

Calcul d'un réacteur catalytique isotherme d'oxydation du SO_2 en SO_3 pour la production du H_2SO_4

Présentée par :

SABRINA MOKHTARI

Devant le jury composé de :

Président : M^r. FADEL Ammar

Encadreur : M^r. BENJAOUAHDO Chaouki

Examineur : M^r. NEDJAR Zoheir

Promotion Juin 2015

REMERCIEMENT

C'est un plaisir et un moment très agréable de rendre hommage et de former de Remerciements aux personnes qui d'une manière ou d'autre ont apporté leur soutien et contribué à finaliser ce travail.

✓ *Avant tout, nous devons remercier dieu le tout puissant qui nous a donné la force pour mener à terme ce long et dur travail ;*

✓ *Nous tenons à remercier **Mr .benjaouahdou chaouki** notre encadreur de mémoire.*

✓ *Nous sommes tout reconnaissons à la présidente de jury **Fadel Ammar** de nous avoir fait l'honneur de présider ce jury.*

✓ *Egalement ; nos remerciement les plus vifs au membre de jury **Mr .NEDJAR ZOHEIR** pour avoir accepté de juger notre travail.*

✓ *Enfin nous remercions toute personne ayant participé à la réalisation de ce travail de prés ou de loin.*

DÉDICACE

Je dédie ce travail qui est complété par l'aide de Dieu

*Je dédie ce modeste travail
A ceux qui m'ont mis au monde
Mes très chers parents : fadila et youcef*

*A Mes frères : bader, fares, abde alwakil
Et A Mes sœur : Mona, hakima
Surtout Mohamed Siraj elddin.*

*À mes camarades de la promotion (2014/2015) de génie des procédés
A Djamel eddin et rayan Gazelan*

*A mes très chers amis : Hanna, Fatima, sera, faiza, samiha,
souad, habiba, Siham, aicha, hafsa, naima, hanane, sabrine,
asma, noure, hadda,*

*Asia, djamaa,
Ainsi qu'a tous mes professeurs, enseignants
Et tous mes amis du primaire
jusqu'à l'université.*

 **SABRINE**

Sommaire :

Introduction générale.....	1
Chapitre I : Généralité Sur Réacteur Chimique	
I.1 Introduction.....	2
I.2 Définition des réacteurs chimiques.....	2
I.3 Description.....	2
I.4 classification des réacteurs chimiques.....	3
I.4 .1 classification selon les types de réacteur.....	3
I.4 .1 .1 Cuve.....	3
I.4 .1 .2 Tube.....	3
I.4 .2 Classification selon les types de réaction.....	3
I.4 .2.1 phase homogène gazeuse.....	4
I.4 .2.2 phase homogène liquide.....	4
I.4 .2.3 phases hétérogène gaz – solide.....	4
I.4 .2.4 phases hétérogène gaz- liquide- solide.....	5
I.4 .2.5 phases hétérogène liquide – liquide.....	5
I.4 .2.6 phases hétérogène gaz- liquide.....	5
I.4 .2.7 phases hétérogène liquide- solide.....	5
I.4 .2.8 quelques remarques.....	5
I.4.3 classification selon les types d’opération.....	6
I.4.3.1 opération continue.....	6
I.4.3.2 opération semi- continue.....	6
I.4.3.3 opération discontinue.....	7
I.5 caractéristique principales d’un réacteur chimique.....	7
I.6 réacteur monophasique.....	7
I.6.1 les réacteurs discontinu	7
I.6.2 Réacteur continu tubulaire.....	8
I.6.3 le réacteur parfaitement agité.....	9
I.6.4 comparaison des divers types de réacteurs.....	9
I.6.4.1 la phase réactionnelle.....	10

Sommaire

I.6.4.2 la capacité de production.....	10
I.6.4.3 le temps de séjour.....	10
I.6.4.4 conversion et sélectivité.....	10
I.7 réacteur à deux phases fluides.....	10
I.7.1 réacteur gaz liquide.....	11
I.7.1.1 colonne à bulles.....	11
I.7.1.2 Réacteur a cuves agitées mécaniquement.....	11
I.7.1.3 colonne a plateaux.....	12
I.7.1.4 colonnes a garnissage.....	12
I.7.1.5 Réacteur tubulaires a Co- courant.....	13
I.7.2 Réacteur liquide- liquide.....	13
I.7.2.1 appareils sans apport d'énergie extérieure.....	13
I.7.2.2 Appareils avec apport d'énergie extérieure.....	14
I.7.3 mise en œuvre des réacteurs liquides.....	15
I.8 Réacteur catalytiques.....	15

Chapitre II : Réacteur Catalytique

II.1 Introduction.....	16
II.2 Réacteurs catalytiques industriels.....	16
II. 3 Les diffèrent types de réacteurs catalytiques hétérogènes.....	17
II. 3.1 Les réacteurs a lit catalytique fixe.....	17
II.3.2 Réacteurs avec catalyseur en suspension.....	19
II.3.3 Lit mobile	22
II. 3.4 Réacteur structurés	23
II.4 Catalyseur.....	24

Sommaire

II.4.1 Classification des catalyseurs solides	24
II.4.2 Propriétés des catalyseurs industriels.....	25
II.4.2.1 Activité du catalyseur.....	25
II.4.2.2 Sélectivité du catalyseur.....	25
II.4.2.3 Stabilité du catalyseur.....	25
II.4.2.4 Morphologie du catalyseur.....	26
II.4.2.5 La résistance mécanique du catalyseur.....	26
II.4.2.6 Régénération du catalyseur	27
II .5 Comparaison de ces différents types de réacteur	28
<i>Chapitre III : Procède Contact Fabrication De H₂SO₄</i>	
III.1 Introduction.....	30
III.2 Fabrication.....	30
III.2.1 Historique.....	30
III.2.2 Chambres de Plomb.....	30
III.2.3 évolution du procédé.....	31
III.2.4 procédé contact.....	31
III .3 Procédé du Contact.....	31
III.3.1 Principe	31
III.3.2 Purification et séchage des gaz	32
III.3.2.1 à partir du soufre	32
III.3.2.2 à partir de sulfures métalliques	33
III.3.2.3 À partir d'acide sulfurique résiduaire	34
III.3.2.4 À partir de sulfure d'hydrogène	34
III.3.3 Production de l'acide sulfurique	35

Sommaire

III.3.3.1 la conversion de SO ₂ en SO ₃	35
III.3.3.2 Absorption de SO ₃	37
III.3.3.3 Dilution de l'acide	37
III.4 Matériaux	38
III.5 Énergie	39
III.6 Environnement	40
III.6.1 Ateliers nouveaux.....	40
III.6.2 Ateliers anciens	40
III.7 Toxicologie	40
III.8 Utilisation acide sulfurique.....	40

Chapitre IV : Résultats Discussion

IV .1 Introduction	42
IV.2 Modélisation de Réacteur a lite fixe Catalytique Isotherme.....	42
IV.3 Méthode de la Simpson simple (P=2)	43
VI.4 Influence de la Pression totale opératoire P.....	43
VI.5 Influence de la Température T	44
VI.3 Influence du rapport d'inertes I	46
Conclusion général.....	48
Référence	

Table des figures:

Figure. I. 1 : réacteur monophasiques discontinu	8
Figure. I. 2 : Réacteur tubulaire formé de tubes concentrique.....	8
Figure. I. 3 : Four tubulaire pour réaction à haute température.....	9
Figure. I.4 : Colonnes à bulles.....	11
Figure. I.5 : Réacteur gaz-liquide du type cuve agitée.....	12
Figure. I.6: Réacteur gaz-liquide du type colonne à plateaux	12
Figure. I. 4 : Réacteurs gaz-liquide du type colonne à garnissage	13
Figure. I. 5 : Réacteur liquide-liquide du type mélangeur-décanteur	14
Figure. I. 6 : Colonnes à compartiments agités	14
Figure II.1 : réacteur a lit fixe adiabatique avec écoulement monophasique	17
Figure II.2: réacteur a lit fixe adiabatique avec écoulement diphasique	18
Figure II.3: réacteur à lit fixe multitubulaire	18
Figure II.4: réacteur discontinue avec catalyseur en suspension et agitation mécanique.....	19
Figure II.5: réacteur continu avec un catalyseur en suspension et boucle de recirculation	20
Figure II.6: réacteur d'un lit fluidisé par un gaz	21
Figure II.7: lit fluidisé par deux phases fluides (lit en ébullition).....	21
Figure II.8: réacteur avec catalyseur ou lit circulant	22
Figure II.9: réacteur à lit mobil à courants croisés	22
Figure II.10: réacteur à lit mobile à Co-courant	23
Figure II.11: réacteur catalytique multitubulaire	24
Figure III.1 purification et séchage des gaz issus du grillage d'un sulfure métallique.	33
Figure III.2 Régénération l'acide sulfurique.....	34
Figure III.3 Courbes d'équilibre de conversion de SO ₂ issu de la combustion de soufre en SO ₃ dans un convertisseur équipé de 4 lits de catalyse	37
Figure III.4 Procédé « simple absorption » à partir de soufre	38
Figure III.5 Procédé « simple absorption » à partir de gaz issus du grillage d'un sulfure métallique ou décomposition d'acide	39

Figure IV.1: Masse du catalyseur en fonction du taux de conversion pour différentes valeurs de la pression totale opératoire (P)44

Figure VI.2 : Masse du catalyseur en fonction du taux de conversion pour différentes valeurs de la température T 45

Figure VI.3) : Masse de catalyseur nécessaire en fonction de la conversion pour différentes valeurs du taux de dilution I47

Table des tableaux :

Tableaux II. 1 : comparaison des diverses technologies envisageables pour la mise en œuvre d'un catalyseur solide28

Tableaux III. 1 : énergie thermique dégagée par les réactions dans la production l'acide sulfurique39

Tableaux VI.1 : Masse du catalyseur en fonction du taux de conversion pour différentes valeurs de la pression totale opératoire (P)43

Tableaux VI.2 : Masse du catalyseur en fonction de la conversion pour différent de la température45

Tableaux VI.3 : Masse de catalyseur nécessaire en fonction de la conversion pour différentes valeurs du taux de dilution.....46

NOMENCLATURES

symbole	définition	l'unité
A_J	Constituant actif (réactif ou produit)	/
P_J	Pression partielle de constituant A_J	atm
P	Pression totale	atm
Y_{J0}	Fraction molaire A_J dont état référence compte calculer soutenir des inerte	/
ν_J	Coefficient stœchiométrique de A_J	/
X	Avancement général de la réaction	mol
I	Rapport d'inerte	/
α	Facteur d'expansion chimique	/
P_I	Pression partielle de l'inerte	atm
F_J	Débit molaire d' A_J	mol/s
F_{J0}	Débit molaire de A_J dans l'état de référence (entrée)	/
F_0	Débit molaire total des constituants actifs	/
r_w	Cinétique de la réaction	mol/kg cat.s
$K_1; K_2$	Constante cinétique	/
P_1	Pression partielle de SO_2	atm
P_2	Pression partielle d' O_2	atm
P_3	Pression partielle de SO_3	atm
x_s	Avancement général de la réaction sortie	/
x_0	Avancement général de la réaction entrée	/
F_3	Débit molaire de SO_3	/
F_{30}	Débit molaire de SO_3 a l'entrée ($F_{30}=0$)	/
F_{3S}	Débit molaire de SO_3 à la sortie	/
w	Masse total du catalyseur	/
T	Température	k

INTRODUCTION

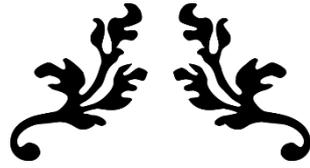
Le génie des procédés peut être défini comme la science de l'ingénieur dont l'objet est la mise en oeuvre optimale des procédés de transformations physico- chimiques de matières premières en produits fonctionnels.

Le réacteur ne représente pas la plus grosse part de l'investissement dans un procédé industriel et pourtant, ses caractéristiques de fonctionnement, conditionnement l'installation placées en amont (préparation des charges de réactif, choix de la température et pression) et les dispositifs placés en aval pour la séparation des produits.

Le but de ce mémoire, c'est l'étude de l'influence des paramètres opératoires (pression totale P, température T et taux de dilution I) sur le taux de conversion obtenu et sur la masse nécessaire de catalyseur pour obtenir une certaine production en SO₃.

Ce mémoire est organisé en quatre chapitres :

- ✚ Chapitre I : consacré aux généralités relatives au réacteur chimique.
- ✚ Chapitre II : étude réacteur catalytique.
- ✚ Chapitre III : consacré à la présentation du procédé de contact de fabrication de l'acide sulfurique H₂SO₄.
- ✚ Chapitre IV : consacré à la discussion des résultats obtenus.



Chapitre I

Généralité Sur Réacteur Chimique



I.1 Introduction

Le réacteur chimique est l'équipement siège des réactions chimiques, il a un rôle très important et incontournable dans l'industrie chimique. La nature des réactifs et des produits et la réaction chimique qui aura lieu imposent le type de réacteur à choisir, ce chapitre est consacré à l'étude des classifications des réacteurs et de comparaison.

I.2 définition des réacteurs chimiques

Le réacteur est un appareil permettant de réaliser une réaction chimique, c'est-à-dire la transformation de produits de caractéristiques données en d'autres produits de caractéristiques et propriétés différentes. Il est à la fois le siège de phénomènes chimiques et de phénomènes physiques; ces derniers se divisent en deux catégories : les phénomènes physiques à dominante hydrodynamique (écoulements monophasiques ou polyphasiques, création et suppression d'interface entre phases, etc.) et les phénomènes physiques à dominante cinétique relevant de la science des transferts, soit à l'intérieur d'une phase (homogénéisation des concentrations et des températures), soit entre phases (dissolution d'un gaz dans un liquide) [1].

I.3 Description

Le réacteur constitue le cœur des unités de fabrications chimiques, rencontrées aussi bien dans les raffineries ou les complexes métallurgiques que dans les usines chimiques ou para chimiques. Dans de telles unités industrielles, le réacteur est généralement entouré d'appareillages, placés en amont et en aval, permettant les traitements physiques des matières premières et des produits de la réaction. Par ailleurs, on trouve également des réacteurs dans les installations de lutte contre la pollution pour épurer, par voie chimique, un certain nombre d'effluents (gaz de combustion, eaux résiduaires). Si, visitant diverses usines réalisant des fabrications chimiques variées, on s'attache à repérer les appareillages dans lesquels s'opèrent précisément les transformations chimiques, on peut être surpris par la variété des formes et des dimensions de ces derniers. En effet, on rencontre ainsi des fours, des chaudières, des bacs, des colonnes, des ballons, des mélangeurs, des fours tournants, des hauts-fourneaux ou de simples tubes

Tous ces appareils ont cependant en commun le fait que leur fonction est de réaliser une transformation chimique. Donc, en se référant aux caractéristiques principales d'une réaction chimique, on devrait être capable de définir un certain nombre de critères qui serviront de base à une classification. En effet, toute analyse systématique du fonctionnement de ces

appareils ne pourra être faite qu'après les avoir classés en un certain nombre de types bien caractérisés et auxquels les appareillages industriels pourront être identifiés [2].

I.4 Classification des Réacteurs Chimiques

L'union réacteur-réaction chimique va être principalement conditionnée par trois facteurs spécifiques, à savoir le réacteur, l'opération et le type de réaction.

I.4.1 classification selon les types de réacteur

Actuellement, il est considéré qu'il y a deux types de réacteur industriel. Ce sont la cuve et le tube.

I.4.1.1 Cuve

Le réacteur est un récipient où les trois dimensions sont comparables. Il est presque toujours muni d'un dispositif qui assure une agitation du mélange réactionnel. Le rapport surface sur volume n'est pas très grand.

I.4.1.2 Tube

Le réacteur est un tube caractérisé par une certaine longueur où le mélange réactionnel se déplace à la manière d'un piston. Le rapport surface sur volume est assez grand.

I.4.2 Classification selon les types de réaction

Parmi les réactions chimiques industrielles, il est reconnu 7 grandes espèces de réactions.

Les réactions peuvent se dérouler totalement en phase vapeur ou liquide et il est alors dit que la réaction a lieu en phase homogène.

Si les réactions se déroulent dans deux ou plusieurs phases, c'est-à-dire des combinaisons entre les phases vapeur, liquide et solide, alors les réactions se passent en phase hétérogène.

Les réactions homogènes se produisent uniformément dans le volume ; ce qui rend plus aisés les transferts de matière. Le revers se situe dans les réactions fortement exothermiques, le contrôle de la température risque de poser des problèmes de transfert de chaleur. Ces réactions ne sont pas très répandues dans l'industrie, sauf si cela se passe en phase gazeuse.

Les réactions hétérogène se produisent dans un petite volume bien déterminé, d'ailleurs lié à l'hétérogénéité du milieu (le contact des réactifs n'est possible qu'à l'interface entre les phases .ceci rend les transferts de matière et aussi de chaleur encore beaucoup plus cruciaux et délicats.

I.4 .2.1 phase homogène gazeuse

Ces réactions sont toujours réalisées dans des réacteurs tube (un ou plusieurs) fonctionnant en continu. Le diamètre du tube est de l'ordre du cm (ou dm) et sa longueur varie d'un mètre à plusieurs dizaines de mètres .le débit est assez élevé pour que l'écoulement soit turbulent (donc bien mélangé localement), la température et la pression sont généralement élevées.

I.4 .2.2 phase homogène liquide

Ces réactions sont réalisées dans un réacteur cuve en opération discontinue ou continue .le volume du réacteur peut varier de quelques litres à quelques dizaines de milliers de litres.il est aussi possible d'utiliser des réacteurs tube pour des raisons pratique de mise en œuvre. En tout cas, si la réaction est très rapide et exothermique et que le liquide est plutôt visqueux, le réacteur cuve doit plutôt s'imposer car une bonne agitation à l'intérieur peut assurer un bon transfert de chaleur.

I.4 .2.3 phases hétérogène gaz – solide

Ces réactions impliquent un ou plusieurs solides comme catalyseurs ou comme réactifs, avec un ou plusieurs gaz. L'opération sur le gaz sera nécessairement continue et dans des réacteurs tube, tandis que pour la phase solide, elle pourra être continue ou discontinue.

Ces types de réaction sont représentés dans 80% des cas de la chimie industrielle.

Il faut cependant distinguer trois types de couplage réacteur-réaction

- Le réacteur est tubulaire à lit solide fixe, dans ce cas, le solide joue surtout le rôle de catalyseur (lit de grains solide de quelques mm, parfois des toiles métalliques). Une caractéristique de cet appareil est la faible conductibilité thermique du lit granulaire, ce qui peut être gênant dans le cas des réactions exothermique.
- Le réacteur est à lit solide fluidisé, le solide, composé de granules de quelques microns, est mis en suspension (en état fluidisé) par le gaz ascendant .le tube peut avoir un diamètre et une hauteur de plusieurs mètres .Par son état de fluidisation, Le solide se comporte comme un pseudo liquide, ce qui lui confère de meilleures propriétés de transfert thermique que s'il était ne fixe, plus la possibilité de traiter le solide en continu.

- Le réacteur est à lit mouvant, le solide sous forme de lit granulaire se déplace vers le bas par gravité, ce type de réacteur est parmi les réacteurs les plus difficiles à maîtriser et à étudier.

I.4 .2.4 Phases hétérogène gaz- liquide- solide

Quoique plus complexes au point de vue des divers transferts, ces réactions sont assez répandues dans l'industrie. Le solide en lit fixe granulaire sert pratiquement toujours de catalyseur. Le gaz et le liquide circulent généralement à contre- courant.

I.4 .2.5 phases hétérogène liquide - liquide

Ces réactions peuvent se réaliser dans des réacteurs tube ou cuve, en opération continue ou discontinu par rapport à chacune des deux phases.

Un exemple industriel est la nitration du toluène par les acides nitrique et sulfurique dans un réacteur continu à cuve.

I.4 .2.6 phases hétérogène gaz- liquide

Ces réactions se déroulent dans des réacteurs tube ou cuve. Le gaz (en opération continu) sera dispersé sous forme de bulle dans la phase liquide ou bien au contraire, le liquide sera dispersé dans la phase gazeuse.

I.4 .2.7 phases hétérogène liquide- solide

Ces réactions peuvent se réaliser dans des réacteurs tube ou cuve, en opération continue ou discontinu par rapport à chacune des deux phases. Un exemple est fabrication de l'aluminium par traitement de bauxite par la soude caustique.

I.4 .2.8 quelques remarques

Dans les milieux hétérogène, comme il est possible de s'en rendre compte, les transferts de matières et de chaleur au niveau moléculaire devront être suffisamment accélérés (agitation, débit suffisant, granulométrie appropriée), afin qu'ils ne ralentissent pas la réaction chimique elle-même.

Le choix entre un réacteur cuve (récipient) et un réacteur piston (long tube) dépend de plusieurs critères.

Le type de phases à traiter est un premier critère, les tubes conviennent mieux pour les gaz que les cuves (les transferts de chaleur par un gaz ne sont guère favorisés), tandis que les cuves

conviennent mieux pour les liquides (les pertes de charge risquent d'être plus élevées dans un tube parcouru par un liquide).

Pour les réactions en phases hétérogène, le choix dépendra des phases en présence et surtout de la phase qui va assurer essentiellement le transfert de chaleur. Cela va aussi dépendre de l'exothermicité ou de l'endothermicité de la réaction. Les transferts de chaleur sont inévitablement déterminants dans le choix du type de réacteur. S'il faut évacuer ou amener de la chaleur rapidement, il faut un réacteur où le rapport surface sur volume soit assez grand comme dans le cas du tube de petite diamètre.

Si on reconnaît que le réacteur chimique est d'abord conçu en fonction de la transformation de matière, il ne faut tout de même pas perdre de vue l'aspect thermique. Ce qui veut dire que le réacteur doit aussi être adapté à la capacité de transférer la chaleur efficacement en vue d'assurer sa stabilité.

De toute façon, le choix est rarement simple et il doit être basé sur un ensemble de considérations, ayant parfois des implications contradictoires.

Un dernier commentaire concerne les matériaux de construction des réacteurs. Si certains procédés industriels impliquent des molécules pas trop corrosives (hydrocarbures, etc.), cela veut dire que le réacteur pourra être construit à l'aide de matériaux traditionnels comme l'acier ordinaire car ce dernier est moins cher et il se façonne assez bien.

D'autre part, lorsque les réactions mises en jeu impliquent des acides (comme CO_2 , NO_2 , SO_3 , H_2S , etc.) ou encore des solides, alors les équipements métalliques auront intérêt à être protégés. Les aciers alliés au cuivre, au titane, molybdène ou encore les aciers inox sont régulièrement utilisés comme matériaux de construction.

I.4.3 classification selon les types d'opération

Il est reconnu qu'un réacteur peut fonctionner selon trois sortes d'opération.

I.4.3.1 Opération continue

Dans une opération continue, les réactifs et les produits sont constamment chargés et soutirés du réacteur.

I.4.3.2 Opération semi-continue

Un des réactifs ou un des produits est constamment ajouté ou soutiré du réacteur, les autres sont traités comme dans une opération discontinue.

I.4.3.3 Opération discontinue

Dans une opération discontinue, les réactifs sont chargés dans le réacteur en début d'opération, les produits sont retirés quand la transformation est considérée comme terminée [3].

I.5 caractéristique principales d'un réacteur chimique

Les caractéristiques principales à retenir sont :

Le chemin réactionnel menant des réactifs aux produits doit être étudié par la thermodynamique car elle permet de préciser les limites ou delà desquelles la transformation n'est pas possible (notion d'équilibre), ainsi que de quantifier l'effet thermique qui est associé à la transformation (chaleur de réaction) ;

La nature des phases en présence durant la transformation chimique, avec indication de la localisation des réactions ;

Le mode d'activation des réactions (le plus souvent thermique, catalytique ou par radiation), dans le cas d'utilisation d'un catalyseur hétérogène, ce dernier sera déjà pris en compte lors de l'examen de la phase en présence ;

La cinétique réactionnelle définie précédemment.

I.6 réacteur monophasique

Conformément à la classification que nous avons effectuée nous distinguerons les trois types des réacteurs : discontinu, continu tubulaire et continu parfaitement agité.

I.6.1 les réacteurs discontinus

C'est l'appareillage le plus simple que l'on puisse imaginer pour réaliser une transformation chimique. Il consiste en un récipient dans lequel les réactifs sont introduits au début de l'opération ; après mise en condition de température et de pression, la transformation se déroule jusqu'à l'obtention du taux de conversion (ou taux de transformation d'un réactif de référence) désiré.

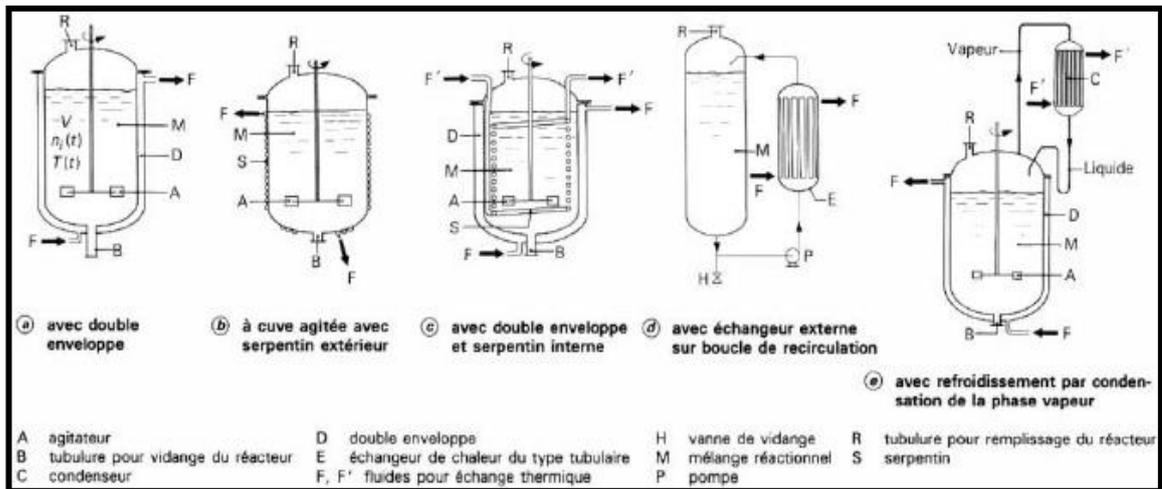


Figure. I. 1 réacteur monophasiques discontinus

Les éléments essentiels dans ce type de réacteur sont (Figure I. 1).

- Un récipient capable de contenir un volume v de fluide réactionnel ;
- Une surface utilisable pour l'échange thermique;
- Un système d'agitation pour mélanger ; si nécessaire, les réactifs au début de l'opération et faciliter le transfert thermique avec la surface d'échange.

I.6.2 Réacteur continu tubulaire

Ce réacteur est constitué d'un tube à l'intérieur duquel circule le milieu réactionnel.

L'échange de chaleur nécessaire soit pour apporter des calories au système, soit pour en éliminer, se fait à travers la paroi du tube. Suivant la température à laquelle se déroule la réaction, on aura donc des technologies assez distinctes:

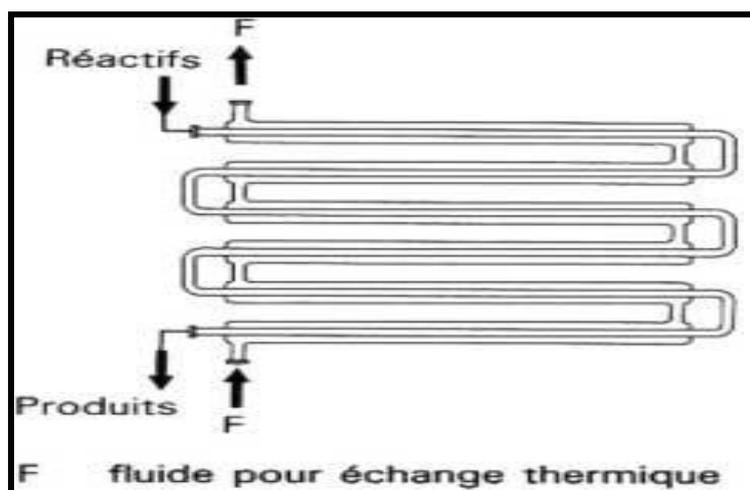


Figure. I. 2 Réacteur tubulaire formé de tubes

Concentriques

- A température modérée ($< 500\text{ }^{\circ}\text{C}$) on utilise un tube concentrique avec circulation entre les deux tubes d'un fluide caloporteur (eau, vapeur, fluide organique, sel fondu) (Figure I. 2).
- A température élevée ($< 500\text{ }^{\circ}\text{C}$) on utilise un tube placé dans un four chauffé au moyen de brûleurs à gaz ou à fuel. Dans ce cas la tube est situé dans la zone de convection et / ou de radiation (figure 3), il forme des épingles avec des droites comprises généralement entre 6 et 12 m.

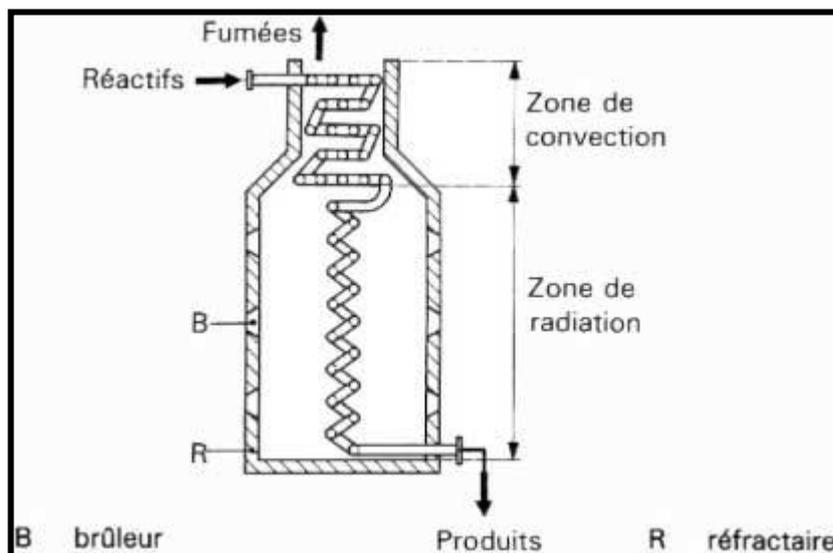


Figure. I. 3 Four tubulaire pour réaction à haute température

I.6.3 le réacteur parfaitement agité

Dans ce cas, on suppose que, dans l'ensemble du volume du réacteur, on a des concentrations identiques et une température uniforme (mélange parfait).

Le réacteur travaille cependant en continu, c'est - à - dire qu'il est alimenté par la charge fraîche et que les produits sont soutirés de manière constante.

Du point de vue appareillage, on peut donc imaginer utiliser les réacteurs discontinus, dès l'instant où l'on ajoute les lignes d'alimentation et de soutirage. Néanmoins, si dans le cas des systèmes discontinus la qualité de l'agitation n'étaient pas primordiale, elle le devient pour les réacteurs que nous envisageons maintenant. Ceci implique que ce type de réacteur Soit, lui aussi, particulièrement adapté pour réaliser des transformations en phase liquide [4].

I.6.4 comparaison des divers types de réacteurs

Après avoir décrit les trois types de réacteurs utilisables pour les systèmes monophasiques, il est intéressant de les comparer sous divers aspects.

I.6.4.1 la phase réactionnelle

Pour traiter une phase gazeuse, seul le réacteur tubulaire est bien adapté .dans le cas où l'on a une phase liquide, tous les types de réacteurs décrits peuvent convenir.

I.6.4.2 la capacité de production

Si on réfère à la quantité de charge traité par jour, on peut dire que les continus l'emportent pour les fortes capacités (> 10000 tonne /an).pour des capacités très faibles, s'il s'agit de réaction en phase liquide le système discontinu s'impose. Dans le domaine des capacités intermédiaires, le choix résulte de comparaisons économiques, tenant compte, en particulier, du fait qu'un système continu nécessite du personnel posté (5 équipes), alors que le travail en discontinu peut être réalisé de jour (5 jours par semaine).

I.6.4.3 le temps de séjour :

Sur ce plan, le réacteur discontinu offre une très grande souplesse permettant, sans inconvénient, d'aller jusqu'à 10 ou 20 h de temps de réaction .alors que le réacteur tubulaire est de beaucoup le plus limité ($\theta < 1$ heure).

Le réacteur parfaitement agité permet d'atteindre des temps de séjour de 5 à 6 heures, sans grosses difficultés .il faut cependant se souvenir que le temps de séjour θ n'a pas la même signification pour les trois types de réacteurs.

I.6.4.4 conversion et sélectivité

Sauf cas particulier, les réacteurs discontinu et tubulaire permettront d'obtenir plus facilement des conversions élevées. Le réacteur parfaitement agité est donc défavorisé, de ce point de vue ; le réacteur étagé permettra, cependant, de se rapprocher de l'efficacité volumique du réacteur tubulaire, lorsque cela sera nécessaire (θ élevé et/ ou forte chaleur de réaction).

En ce qui concerne la sélectivité, le système optimal dépend du choix entre les deux types de réacteur continus [2].

I.7 réacteur à deux phases fluides

Sous cette appellation, nous englobons les réacteurs dans lesquels sont présentes soit une phase gazeuse et une phase liquide, soit deux phase liquide non miscibles.

I.7.1 réacteur gaz liquide

À partir des critères de choix d'appareillages, il semble assez logique d'adapter un classement fondé sur la rétention en phase liquide. On trouve ainsi :

- Les appareils à rétention en liquide, tels que les colonnes à bulles et les cuves agitées ;
- Les appareils à rétention moyenne, parmi lesquels on peut classer les colonnes à contre-courant (à plateaux à garnissage) et les réacteurs tubulaires à Co-courant (tube vide ou garni) ;
- Les appareils à faible taux de rétention en liquide, ces appareils peuvent être très variés mais nous ne retiendrons ici que trois types : la colonne à pulvérisation, l'éjecteur et le film tombant.

I.7.1.1 colonne à bulles

Il s'agit d'une colonne cylindrique verticale, remplie de liquide et à la base d'un dispositif pour disperser le gaz. Ce dernier forme donc des bulles, qui montent à travers la phase liquide ; la fraction du gaz qui n'a pas été absorbée par le liquide s'échappe au sommet de la colonne (Figure I. 3).

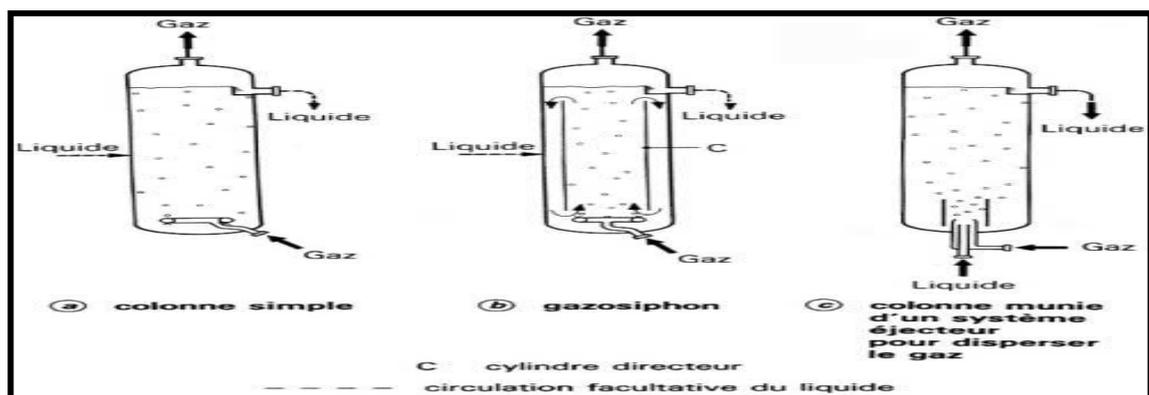


Figure. I. 4 Colonnes à bulles

I.7.1.2 Réacteur à cuves agitées mécaniquement

Ces appareils ne diffèrent guère des réacteurs discontinus, si ce n'est par l'injection de gaz ; elle est réalisée au moyen d'un tube perforé placé au-dessus de la turbine d'agitation (Figure I. 5).

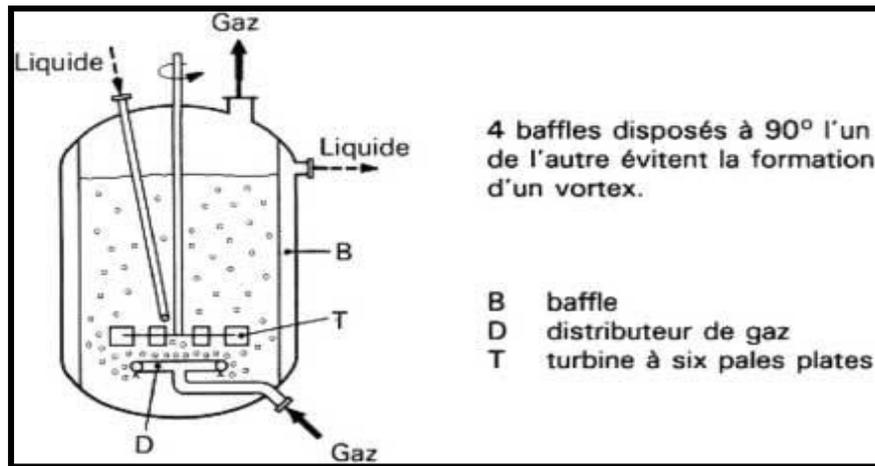


Figure. I. 5 Réacteur gaz-liquide du type cuve agitée

I.7.1.3 colonne a plateaux

ce type d'appareillage est universellement utilisé pour réaliser des distillation ;il peut être utilise comme un réacteur gaz liquide , chaque plateaux pouvant être considère comme un étage de contact et de réaction ,les phases liquide et gazeuse circulant à contre-courant(Figure I .6) ; pour accroître la rétention dans la colonne , il faut augmenter la hauteur du liquide dans chaque plateaux. On pourra obtenir des rétentions en liquide de l'ordre 70à 80 % sur chaque plateau.

Sur un plateau, l'air inter faciale par unité de volume de phase liquide varie de 100 à500 m⁻¹, chaque plateau peut avoir un serpentin pour échange thermique.

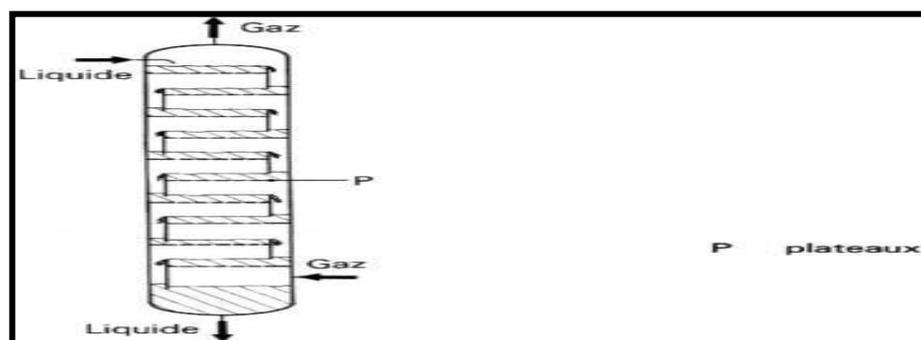


Figure. I. 6 Réacteur gaz-liquide du type colonne à plateaux.

I.7.1.4 colonnes a garnissage

Là encore, la s'agit d'appareils de contact gaz liquide à contre-courant, souvent utilisés en distillation .Les divers types de garnissage utilisé sont :

- Anneaux de raschig, de Lessing, de pall ;

- Selles de Berl, intalox, novalox, tarus,
- Autres variétés telle que campak, tellerette, flexiring, cascade mini ring.

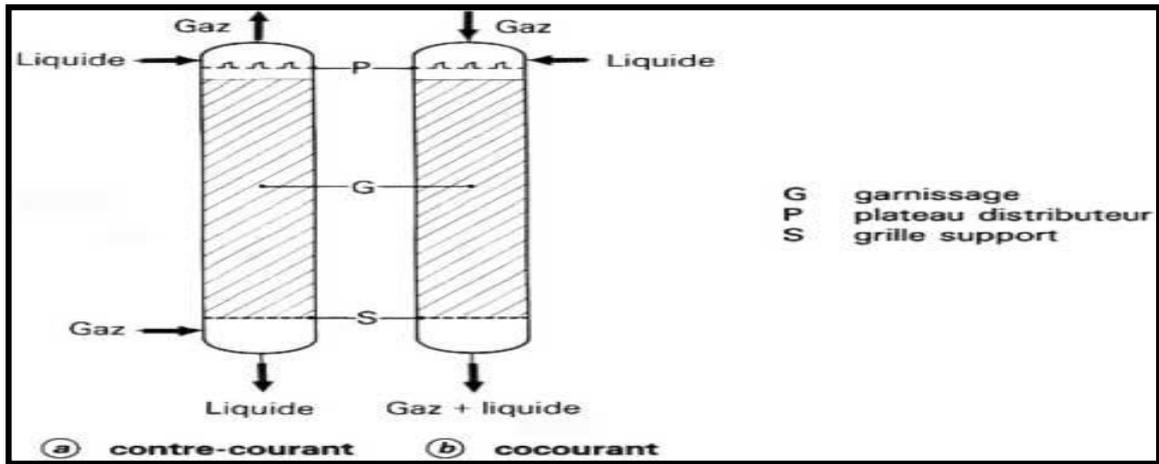


Figure. I. 7 Réacteurs gaz-liquide du type colonne à garnissage

I.7.1.5 réacteur tubulaires a co- courant

Il s'agit d'appareillages mettant en œuvre les phases gaz et liquide à Co courant et fonctionnant avec un gradient de concentration entre l'entrée et la sortie. On peut citer les dispositifs suivant:

- Tube vide relativement long;
- Mélange en ligne de type plaque à orifices ;

I.7.2 Réacteur liquide- liquide

Pour ce type d'appareillage, on tente d'atteindre deux objectifs de natures contradictoires :

- Disperser le plus finement possible une phase dans l'autre, de manière à promouvoir le transfert ;
- Séparer rapidement les deux phases par décantation.
- Il faut trouver un compromis qui dépendra du comportement physique des deux phases, en particulier de la facilité pour réaliser une dispersion et de la rapidité pour opérer la décantation.
- En tant que réacteur liquide- liquide, on trouvera les appareils utilisés comme extracteurs.

I.7.2.1 appareils sans apport d'énergie extérieure

Dans ce cas, les deux phases ayant des propriétés physiques assez semblables peuvent en générale jouer le rôle de phase dispersée. il suffira, pour cela, d'effectuer le contrôle de la position de l'interface en position haute ou basse, suivant que l'on désire disperser la phase légère ou la phase lourde.

I.7.2.2 Appareils avec apport d'énergie extérieure

Le plus simple de ces types d'appareils est le mélangeur - décanteur, qui est constitué d'une cuve agitée et d'un récipient pour la décantation (Figure I. 8).

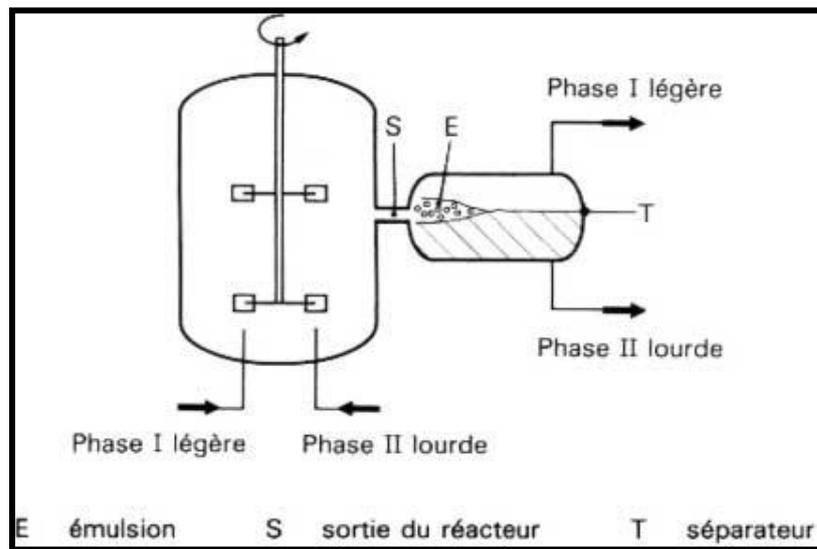


Figure. I. 8 Réacteur liquide-liquide du type mélangeur-décanteur

L'appareil peut être réduit à une cuve agitée, si l'on travaille en discontinu; les opérations de réaction et de décantation sont alors réalisées successivement dans le réacteur avec agitation, puis sans agitation. En tant que réacteur continu, le mélangeur décanteur est souvent utilisé comme élément d'une cascade d'étages travaillant à contre-courant.

Le gros avantage du mélangeur-décanteur conduit cependant à des systèmes assez complexes avec pompes intermédiaires et contrôles des interfaces.

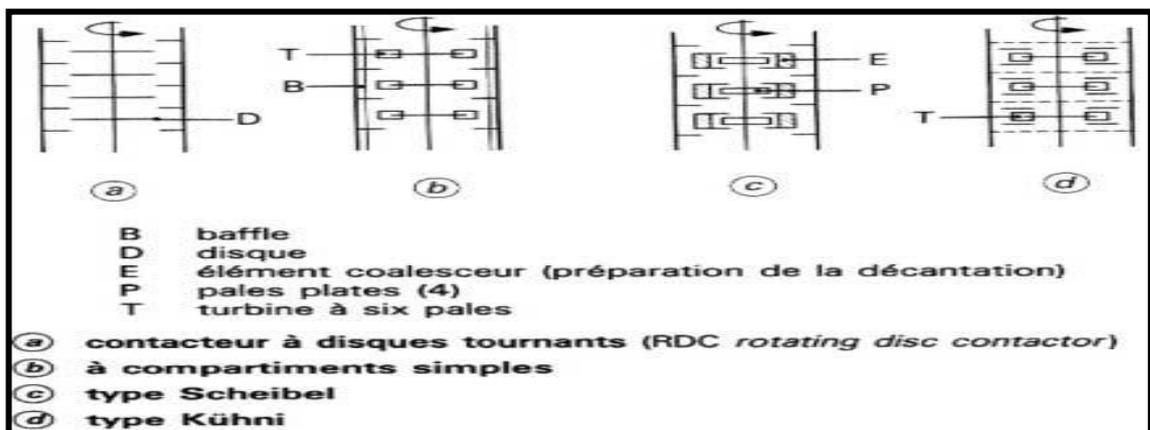


Figure. I. 9 Colonnes à compartiments agités

C'est la raison pour laquelle un certain nombre de Colonnes d'extraction avec compartiments agités ont été imaginées (Figure I. 9).

Un autre type de colonne à contre – courant avec apport d'énergie peut être signalé :

Il s'agit de la colonne pulsée. La dispersion alternée de chacune des phases est provoquée par un mouvement pulsé de l'ensemble de contenu de colonne à travers des plateaux perforés.

I.7.3 mise en œuvre des réacteurs liquides

Pour réaliser une réaction en même temps qu'une extraction, on fait le choix de la phase dispersée qui devra tenir compte avant tout, des caractéristiques de la réaction. Si la réaction est lente. La phase dispersée sera celle dans laquelle la vitesse de la réaction est la plus lente ou nulle, par contre, si la réaction est rapide dans une phase, cette dernière pourra être soit dispersée, soit continue ; le choix se fera alors en tenant compte d'autres critères liés aux phénomènes physiques, ces critères sont :

- L'efficacité de l'appareil en tant qu'extracteur ;
- La facilité de décantation.

Pour les colonnes à contre- courant, le choix de la phase continue peut être fait par le réglage du niveau de l'interface dans la colonne.

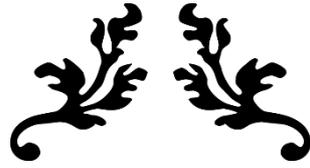
Pour le mélange -décanteur, le choix de la phase continue n'est pas possible a priori. En effet, la phase continue est celle qui majoritaire dans la cuve agitée.

Il faut tenir compte des problèmes thermiques pour sélectionner l'appareillage à utiliser.

Les diverses colonnes décrites peuvent être munies de système d'échange de chaleur, mais l'efficacité du transfert thermique sera limitée. En effet, on peut réaliser le mélange en utilisant une boucle de circulation avec échangeur externe.

I.8 Réacteur catalytiques

La mise œuvre des catalyseurs hétérogènes dépend beaucoup des conditions opératoires (pression et température) [5].



Chapitre II

Réacteur Catalytique



II.1 Introduction

Dans le cas des réacteurs catalytique fluide / solide, deux phases sont en présence : la phase solide pour le catalyseur et la phase fluide pour les réactifs et les produits de la réaction. Le catalyseur solide sert à augmenter la vitesse de réaction et donc, lors de sa mise en œuvre, il est important de considérer :

- ✓ L'ensemble catalyseur avec ses caractéristiques essentielles :
 - Son activité.
 - Son sélectivité.
 - Son stabilité.
- ✓ La réaction chimique.
- ✓ Les conditions opératoires.

Finalement, deux critères sont à retenir pour la mise en œuvre d'un catalyseur :

- ✓ La possibilité d'échanges thermiques.
- ✓ Les grains immobiles ou en mouvement.

II.2 Réacteurs catalytiques industriels

Le réacteur constitue le cœur des unités de fabrications chimiques, rencontrées aussi bien dans les raffineries que dans les usines chimiques. Dans de telles unités industrielles, le réacteur est généralement entouré d'appareillages, placés en amont et en aval, permettant les traitements physiques des matières premières et des produits de la réaction [2][6].

D'après les caractéristiques principales d'une réaction chimique, il est facile de définir le type de réacteur convenable. Donc, le fonctionnement des réacteurs industriels nécessite un classement bien caractérisé.

Ces réacteurs catalytiques industriels sont classés en trois groupes principaux, réacteur catalytique à lit fixe, à lit mobile et à lit fluidisé [7].

II.3 Les différents types de réacteurs catalytiques hétérogènes

II.3.1 les réacteurs à lit catalytique fixe

Ce type réacteur est constitué essentiellement d'un lit fixe catalytique traversé par mélange réactionnel. Le lit fixe est un réacteur tubulaire contenant un empilement compact et immobile de grains de catalyseur. Ces grains ont généralement un diamètre allant de 1 à 5 mm [8].

Lorsque l'empilement est contenu dans un seul tube qui constitue l'enveloppe du réacteur, le lit fixe est adiabatique.

La technologie la plus souvent rencontrée dans l'industrie est celle du lit fixe adiabatique, du fait de sa simplicité.

La technique adiabatique est même utilisée dans le cas où la thermicité de la réaction n'est pas négligeable. Le lit catalytique est divisé en plusieurs sections entre lesquelles la température est réajustée soit par un échange thermique, soit par injection de fluide froid [7].

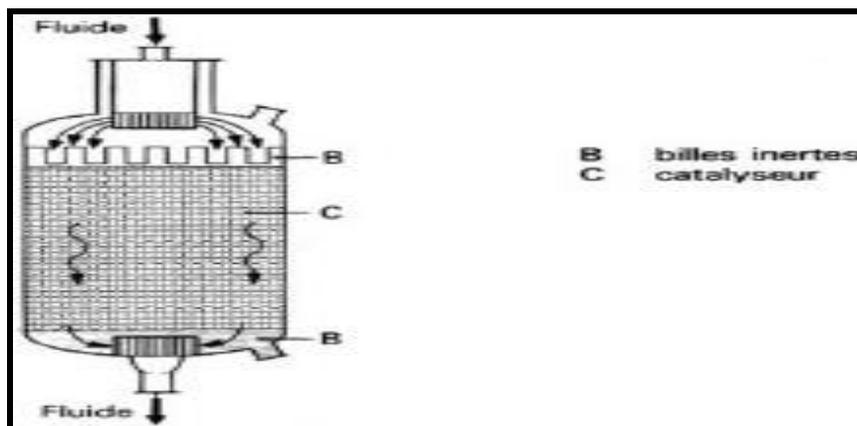


Figure II.1 réacteur à lit fixe adiabatique avec écoulement monophasique.

La Figure II. 1 correspond au cas où une seule phase liquide s'écoule à travers le lit catalytique.

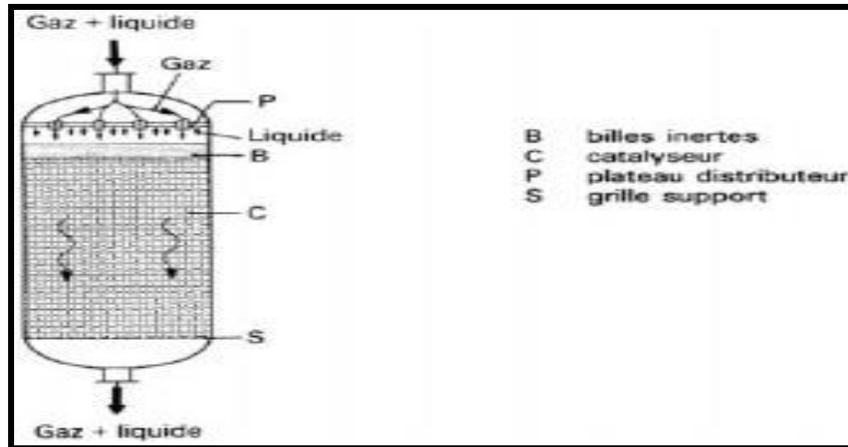


Figure II.2 réacteur à lit fixe adiabatique avec écoulement diphasique.

La Figure II. 2schématise un réacteur dans lequel on a un écoulement diphasique (gaz+ liquide), dans le cas ou on est amené à effectuer des échanges thermiques en même temps que la réaction se déroule, on doit insérer à l'intérieur du lit catalytique des surface d'échange.

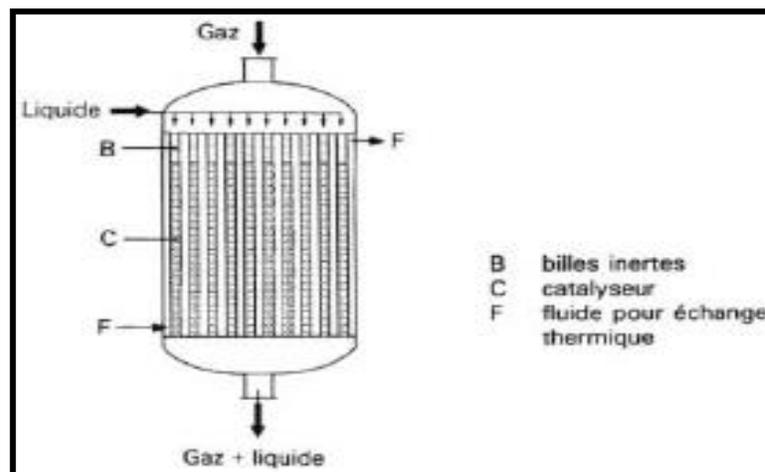


Figure II.3 réacteur à lit fixe multitubulaire.

Les lits fixes sont le plus souvent utilisés en tant que réacteur continu tubulaires.

IL n'est cependant pas impossible d'imaginer l'utilisation d'un lit fixe en tant que réacteur discontinue ou réacteur parfaitement agité [4].

II.3.2 Réacteurs avec catalyseur en suspension

Dans cette configuration, le catalyseur est maintenu en suspension dans le ou les fluides réactionnels.

Le catalyseur est donc constitué de particules relativement petites.

Cette mise en Suspension peut être obtenue de diverses manières, qui peuvent se rattacher à trois techniques :

- agitation mécanique ;
- fluidization;
- Transport pneumatique ou lit circulant.

➤ Agitation mécanique

C'est la technique la plus simple à imaginer. On utilise, par exemple, une cuve munie d'un agitateur rotatif et remplie d'un liquide contenant ou non des réactifs.

Le catalyseur en poudre est alors versé dans la cuve et maintenu en suspension dans le liquide par l'effet de l'agitateur.

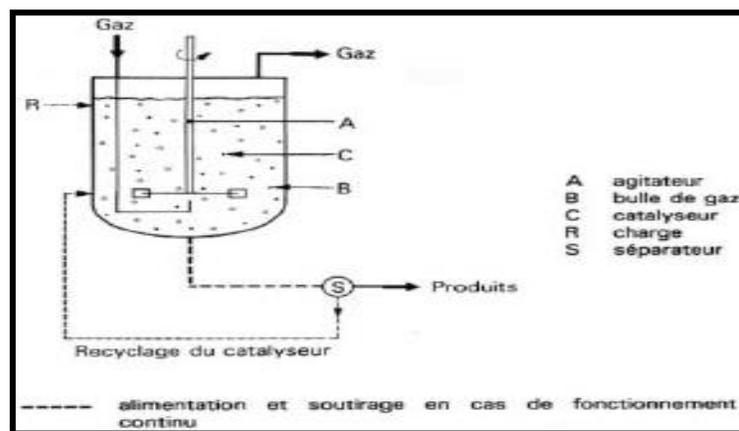


Figure II.4 réacteur discontinu avec catalyseur en suspension et agitation mécanique.

Pour amener une partie des réactifs, il suffira de faire barboter le gaz dans le liquide. Cette technologie simple pourra être utilisée, soit en tant que réacteur discontinu, soit en tant que réacteur continu parfaitement agité, étagé ou non.

Une technologie, qui est rencontrée dans l'industrie, utilise une pompe Assurant la circulation en boucle fermée de la phase liquide et, de ce fait, le maintien en suspension du catalyseur.

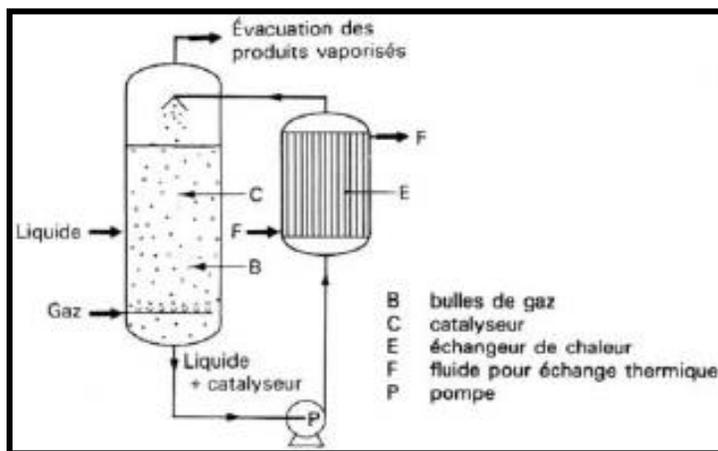


Figure II.5 réacteur continu avec un catalyseur en suspension et boucle de recirculation.

Dans Ce cas, on évite la difficulté de séparation du catalyseur au sein l'effluent, en extrayant le produit de la réaction sous forme vaporisée.

Il est certain que l'agitation mécanique ne sera retenue industriellement que si la phase fluide ou une des phases fluides est liquide, l'agitation mécanique d'une phase gazeuse étant peu commode.

➤ Lit fluidisé

Les grains de catalyseur sont placés dans un réacteur tubulaire et retenus par une grille placée en bas du réacteur (figure II.6et figure II.7). L'écoulement du fluide se fait de la grille vers le haut et permet donc un mouvement aléatoire de toutes les particules : c'est l'état de fluidisation. Dans le cas de l'utilisation d'un fluide gazeux, le lit fluide n'est pas homogène et est constitué de zones plus ou moins riches en particules. Cette technique est plus délicate à mettre en œuvre que celle des lits fixes mais apporte plusieurs avantages pour les cas suivants : lorsque l'opération nécessite un apport ou une élimination de chaleur (pour les réactions exothermique ou endothermique) et lorsque le catalyseur doit être régénéré fréquemment [9].

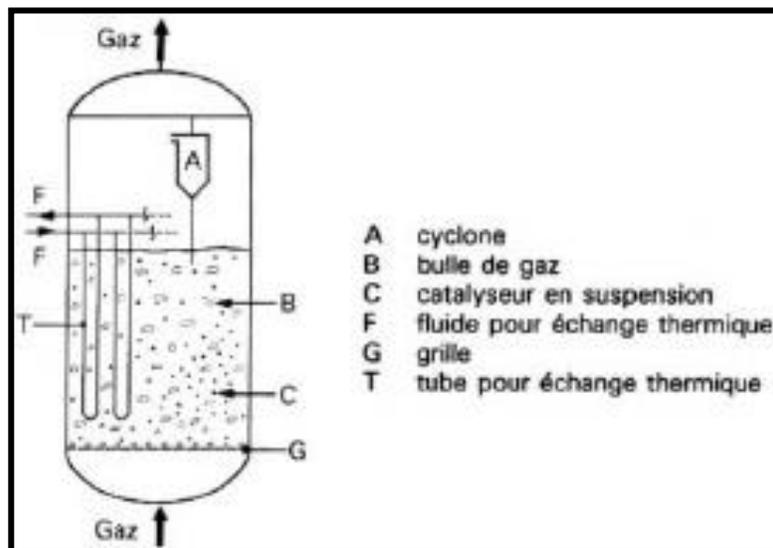


Figure II.6 réacteur d'un lit fluidisé par un gaz.

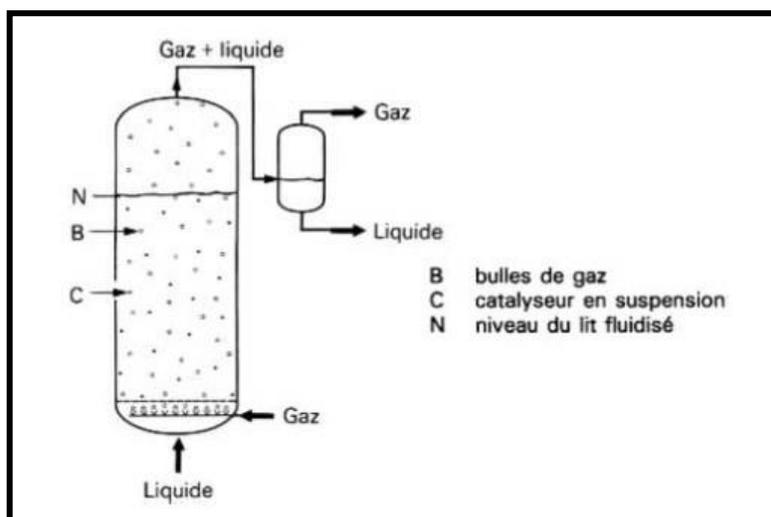


Figure II.7 lit fluidisé par deux phases fluides (lit en ébullition).

➤ Lit circulant

Le fluide réactionnel entraîne les grains dans un ou plusieurs longs tubes (figure II.8). Ce réacteur peut être utilisé dans les cas suivants : Limitations diffusion elles, besoin d'échanges thermiques, régénérations du catalyseur fréquentes, et nécessite soit des grains de très petites tailles ($d_p < 0,5$ mm), soit des vitesses de fluides très importantes. Toutes les conditions de mise en œuvre idéale d'un catalyseur solide sont donc réunies, néanmoins, cette technique connaît peu d'application en industrie.

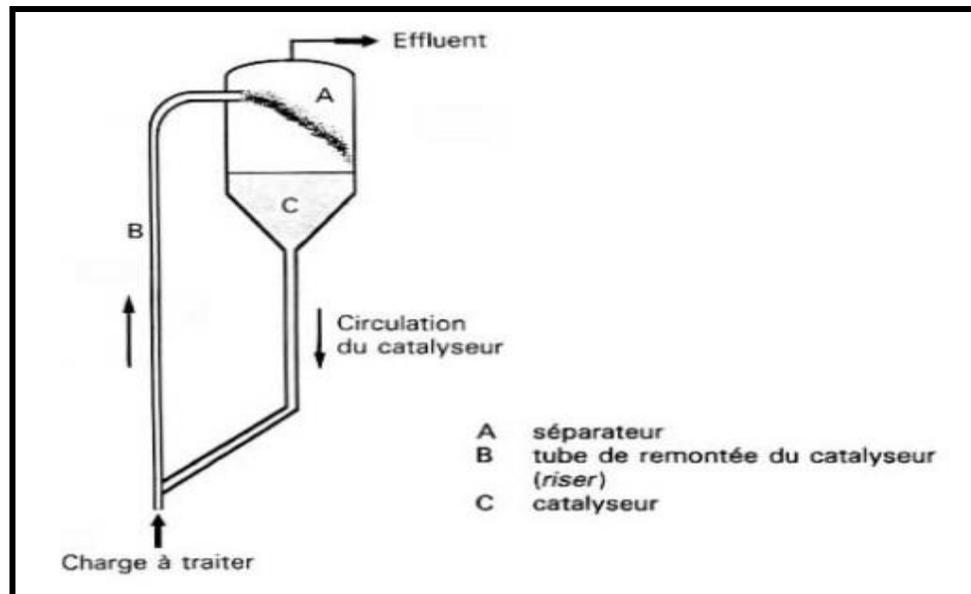


Figure II.8 réacteur avec catalyseur ou lit circulant

II.3.3 Lit mobile

Comme pour le lit fixe, le lit mobile est constitué d'un empilement de grains de catalyseur mais qui, dans ce cas, est animé d'un mouvement de translation sous l'effet de la gravité. Suivant le sens d'écoulement du fluide, il est possible d'avoir une configuration en co-courant, contre-courant ou courant croisé. Le seul avantage de cette configuration est de pouvoir régénérer le catalyseur en continu. En conséquence, les applications pratiques de cette technologie sont réservées à des cas de désactivation rapide du catalyseur que l'on rencontre, dans le procédé de reformage catalytique (figure II.9).

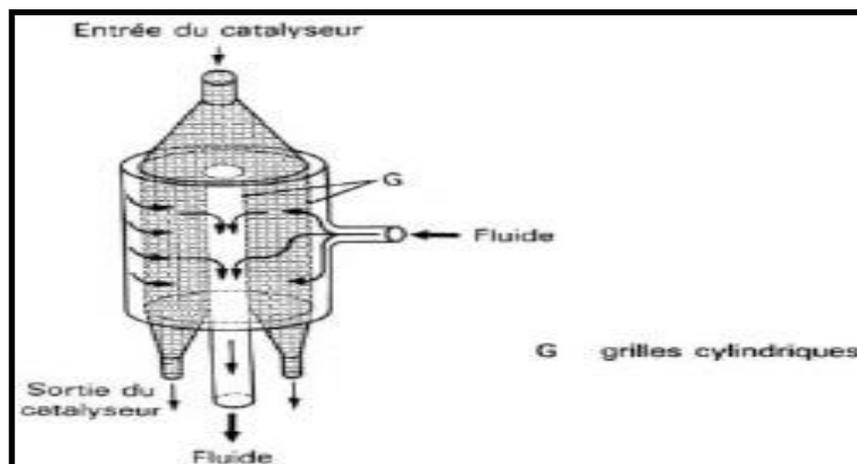


Figure II.9 réacteur à lit mobile à courants croisés.

On a le choix entre trois possibilités pour le sens d'écoulement de la phase fluide :

- ✓ Du haut vers le bas (Co-courant, Figure II.10);
- ✓ Du bas vers le haut (contre- courant, rarement utilisé) ;
- ✓ Horizontalement (courants croisés, Figure II. 9).

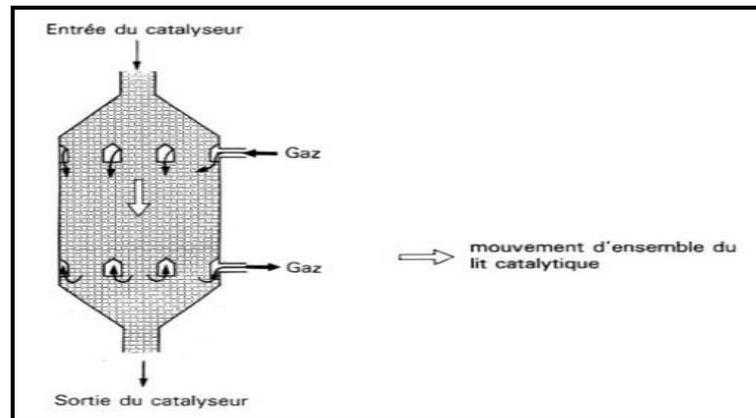


Figure II.10 réacteur à lit mobile à Co-courant

II.3.4 Réacteur structurés

- ❖ Dans le cas des lits fixes, pour effectuer des échanges thermiques en même temps que la réaction, IL est nécessaire d'insérer à l'intérieur du lit catalytique des surfaces d'échange. La technologie multitubulaire est la plus souvent employée. Le catalyseur est alors contenu dans de nombreux tubes placés en parallèle et baignant dans un fluide assurant l'échange thermique.
- ❖ L'utilisation des monolithes permet également de réaliser des réacteurs multitubulaires pour mettre en œuvre des réactions rapides, principalement pour la dépollution d'effluents gazeux (figure11) :
 - ✓ A petit échelle, avec les pots catalytiques, par exemple. L'avantage des monolithes est leur faible perte de charge. Par contre, ils sont très inertes thermiquement.
 - ✓ A plus grande échelle, pour le traitement des effluents gazeux, les réacteurs sont constitués de plusieurs couches d'éléments monolithiques [8].

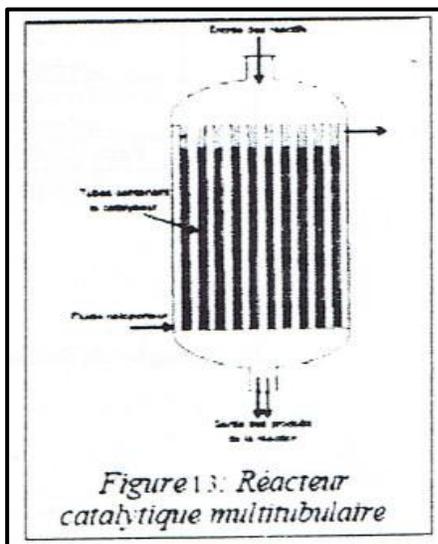


Figure II.11 réacteur catalytique multitubulaire.

II.4 Catalyseur

Un catalyseur est une substance qui augmente notablement la vitesse d'une réaction sans être transformée de manière définitive. C'est l'association provisoire du catalyseur avec les réactifs qui permet un abaissement de l'énergie nécessaire à la réaction, appelée énergie d'activation. Le catalyseur offre aux réactifs mis en jeu un parcours énergétique simplifié, donc plus économique tout en garantissant le même résultat final. Un catalyseur permet l'accélération de la réaction thermodynamiquement possible.

Il existe une très grande variété de catalyseur, chacun est adapté aux réactions souhaitées. Selon qu'ils sont solubles ou non dans le milieu réactionnel, on parle de catalyseur homogène ou de catalyseur hétérogène [10].

II.4.1 Classification des catalyseurs solides

On distingue les catalyseurs massiques, constitués uniquement d'une phase active, des catalyseurs déposés sur un support. Ces derniers possèdent l'avantage d'offrir une bonne dispersion de l'agent actif.

Les agents actifs sont généralement différenciés selon trois grandes classes, les métaux, les oxydes et les oxydes isolants [11]:

- ✓ Les Métaux : Co, Ni, Ru
- ✓ Les Oxydes, les semi-conducteurs, sulfures ou autres ions supportés : NiO, ZnO...
- ✓ Oxyde isolants, acides ou basiques : SiO₂, AL₂O₃, MgO ... [12]

II.4.2 Propriétés des catalyseurs industriels

Pour qu'un catalyseur soit industriellement efficace, il faut qu'il présente certaines propriétés intrinsèques qui doivent répondre aux exigences de l'utilisateur.

Nous distinguons les propriétés fondamentales qui résultent de la définition même du catalyseur, à savoir : l'activité, la sélectivité, la stabilité et les propriétés dites secondaires ou industrielles qui sont : la morphologie, la résistance mécanique, la résistance thermique, la régénérabilité, la reproductibilité, prix [13].

II.4.2.1 Activité du catalyseur

Par définition c'est la capacité d'un catalyseur à activer la transformation d'un catalyseur à activer la transformation d'une charge en produit. Elle exprime la vitesse nette de transformation des réactifs dans des conditions opératoires données. Une activité meilleure se traduit par une vitesse de réaction élevée permettant soit utiliser peu de catalyseur, soit d'opérer dans des conditions très sévères et notamment à une température basse.

II.4.2.2 Sélectivité du catalyseur

Une bonne sélective permet d'obtenir de bon rendement en produits désirés, en évitant les réactions parasites. La texture du catalyseur (en particulier volume poreux et répartition poreuse) devra être optimisée pour atténuer les effets de la diffusion internes.

II.4.2.3 Stabilité du catalyseur

La stabilité nous renseigne sur le maintien de l'activité et la sélectivité en fonction du temps dans des conditions de mise en régénération. Suivant les conditions d'opération, les propriétés du catalyseur peuvent être altérées par :

- Le dépôt du coke sur certains catalyseurs (bouchage des pores) par intervention de réaction parasites.
- Perte d'activité par destruction physique ou chimique des agents activant.
- Agglomération des sites actifs par frittage.
- L'adsorption progressive de poisons présents dans la charge ou les produits.[14]

II.4.2.4 Morphologie du catalyseur

La morphologie externe des grains catalytique doit être adaptée au procédé catalytique correspondant.

- Pour les lits mobiles, ces catalyseurs une forme de sphérique pour limiter les problèmes d'attrition et d'abrasion.
- Pour les lits fluidisés, nous utiliserons une sous forme sphéroïdal si possible pour éviter l'attrition.
- Pour les lits fixes, nous utiliserons des catalyseurs sous forme de billes, d'anneaux, des extrudés de pastille.

La forme et les dimensions des grains influenceront sur les pertes de charges, pour un diamètre équivalent donné, les catalyseurs ayant les formes précitées, se classeront en fonction des pertes de charges qu'ils provoquent, comme suit :

Anneaux < billes < pastilles < extrudés < concassés

Pour assurer une bonne distribution du fluide réactionnel dans la totalité du lit catalytique, il faudra que la perte de charge soit assez élevée [13].

II.4.2.5 La résistance mécanique du catalyseur

Une bonne résistance mécanique évite au catalyseur l'encrassement dû à son poids et à différentes contraintes mécaniques résultant du déplacement entre réacteur et régénérateur. Elle évite aussi l'abrasion des grains, qui par frottement les une contre les autres, produisent des fines particules qui peuvent créer une augmentation des pertes de charges dans le lit catalytique.

II.4.2.6 Régénération du catalyseur

Après un certain temps d'activité, les catalyseurs perdent leur activité par vieillissement. Quand leur activité et leur sélectivité sont devenues insuffisantes, on procède à leur régénération pour leur permettre de retrouver leurs propriétés initiales.

Le traitement le plus utilisé est le brûlage du carbone, mais nous pouvons également effectuer un balayage avec des gaz convenables afin de désorber certains poisons réversibles, ou bien une injection de certains composés chimiques. [14]

- La reproductibilité, prix. [15]

II.5 Comparaison de ces différents types de réacteur

Tableau II. 1 comparaison des diverses technologies envisageables pour la mise en œuvre d'un catalyseur *solide*.

Performance		Lit fixe				Lit mobile	Catalyseur en suspension					
							AMD	AMC	LF		LE	
Echange Thermique		Adiabatique		Multitubulaire		*	*	*	*	*		
Phase Fluide		G	G+L	G	G+L	G	G+L	G+L	G	G+L	G	
Critère De Choix	Catalyseur	Activité	+	0	+	0	+	++	++	++	+	++
		Sélectivité	+	0	+	0	+	++	++	++	+	++
		Stabilité	+	0	+	0	0	+	+	+	+	+
		Régénérable	+	+	0	0	++	0	-	++	++	++
		Coût En Catalyseur	++	++	++	++	-	-	0	++	++	++
	Technologie	Gradient De Concentration	++	+	++	+	++	++	-	-	-	++
		Control De Température	-	-	0	0	-	++	++	+	++	+
		Capacité	++	++	+	+	+	-	0	+	+	+
		Flexibilité	+	0	0	-	0	++	+	-	-	-
		Simplicité	++	++	-	-	-	++	+	0	0	0
		Séparation Catalyseur Produits	++	++	++	++	+	0	-	0	0	-
		Remplacement De Catalyseur	-	-	-	-	+	++	0	+	+	+
		Perte de charge	+	0	+	0	+	0	0	+	0	+
		Fiabilité	++	++	+	0	0	++	++	+	0	0
	*: échanges thermique possible ; LF (lit fluide) ; LE (lit entraîne) ; AM (agitation mécanique) ; D (fonctionnement discontinu) ; ++ : très bon ; + : bon ; 0 : moyen - : mauvais ; G : gaz ; L : liquide											

Le **Tableau II. 1** suivant permet de comparer les différentes technologies vues précédemment en se basant sur des critères d'utilisation d'un catalyseur et de mise en œuvre du réacteur.

Dans l'industrie, le lit fixe adiabatique est la technologie la plus répandue à cause de sa simplicité et d'une capacité de traitement importante. Néanmoins, cette géométrie tubulaire à lit fixe présente plusieurs inconvénients :

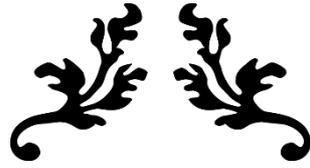
- Des pertes de charge importantes.

- Une faible efficacité en transfert thermique radial au niveau du lit catalytique.
- Une résistance au transfert de chaleur dans la région proche de la paroi du réacteur.

Les réactions endothermiques ou exothermiques peuvent donc provoquer localement l'apparition de points froids ou chauds.

Le fait d'avoir un réacteur non isotherme conduit à une diminution de l'efficacité du catalyseur par unité de volume.

Enfin, le temps de réponse lors du démarrage ou en régime transitoire est long [16][8].



Chapitre III

Procède Contact Fabrication De H_2SO_4



III.1 Introduction

L'acide sulfurique est un liquide incolore, inodore, visqueux .C'est un produit oxydant et déshydratant.il réagit vivement avec de nombreuses matières organiques, les métaux en poudre, les carbures, les chlorates, les chromates, les nitrates etc....., en produisant une très grande quantité de chaleur .la réaction peut être explosive.

III.2 Fabrication

III.2.1 Historique

La première référence à l'acide sulfurique peut être attribuée à Jabir Ibn Hayan au VIII^e siècle, à propos de la distillation du vitriol Vert.

En 1570, Dornaeus établissait certaines de ses propriétés. Libavius présentait différentes méthodes de préparation en 1595. L'utilisation du salpêtre dans la fabrication fut considérée comme un progrès (1666). En 1740, Ward commençait une production à grande échelle en Angleterre en brûlant du soufre en présence de salpêtre.

III.2.2 Chambres de Plomb

Introduites en 1746 pour fabriquer l'acide nécessaire au blanchiment du textile, les premières chambres avaient une capacité de production d'environ 50 kg d'acide titrant 33 % en masse. La combustion du soufre en continu date de 1810.

En 1827, Gay Lussac introduisit une méthode d'absorption des oxydes d'azote, ce qui permit la mise en œuvre d'un procédé continu de fabrication. Le principe des chambres de plomb est extrêmement compliqué et fait appel à un nombre important de réactions chimiques dont les mécanismes ne sont pas tous bien connus. On peut le décomposer en plusieurs étapes.

- Dissolution de l'anhydride sulfureux SO₂ dans l'acide sulfurique mouillant le garnissage des tours.
- Oxydation de l'anhydride sulfureux en solution sous l'action de l'acide nitreux qui le transforme en acide sulfurique et libère l'oxyde azotique NO qui se dégage du liquide.
- Oxydation de l'oxyde azotique par l'oxygène de l'air et transformation en anhydride azoteux en phase gazeuse.
- Absorption de l'anhydride azoteux par l'acide d'arrosage sous forme d'acide nitro sulfurique.

L'ensemble de ce cycle se décompose en :

- une réaction homogène en phase gazeuse ;
- deux réactions d'absorption ;
- une réaction en phase liquide

III.2.3 évolution du procédé

L'apparition des procédés dits de contact a peu à peu supplanté la production d'acide par les chambres de plomb, essentiellement parce que l'acide produit peut atteindre une concentration de 98,5 % alors que celle-ci était limitée à 75 % en masse dans le procédé des chambres de plomb.

L'utilisation des chambres de plomb ne se rencontre plus maintenant que pour quelques petites installations, dans le traitement de gaz à très faible teneur en SO₂.

III.2.4 procédé contact

Découvert en 1831 en Angleterre, il s'agissait de l'oxydation de l'anhydride sulfureux (SO₂) en anhydride sulfurique (SO₃) sur un catalyseur au platine. Cette réaction n'a été adoptée par l'industrie, Qu'en 1872, début du développement du procédé de contact

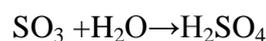
Le catalyseur au pentoxyde de vanadium apparait en 1913et remplace progressivement le catalyseur au platine pour son insensibilité aux poisons.

C'est le procédé universellement utilisé de nos jours dans la production de l'acide sulfurique. Ce qui suit est donc la description du procédé de contact utilisant comme catalyseur le pentoxyde de vanadium, pour l'obtention de l'acide concentré.

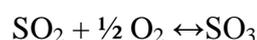
III .3 Procédé du Contact

III.3.1Principe

La fabrication de l'acide sulfurique résulte de l'absorption de l'anhydride sulfurique SO₃ gazeux suivant la réaction :

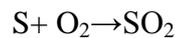


L'anhydride sulfurique est obtenu par oxydation de l'anhydride Sulfureux SO₂ dans un convertisseur contenant un catalyseur dont le principe actif est le pentoxyde de vanadium (V₂O₅). La réaction correspondante est la suivante :

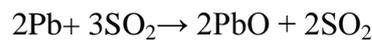
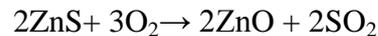
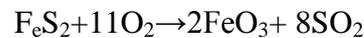


Quant à SO₂, il peut provenir de différentes sources. Citons les principales

- la combustion du soufre :



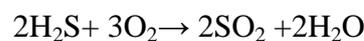
- le grillage de sulfures métalliques comme la pyrite (sulfure de fer), la blende (sulfure de zinc), la galène (sulfure de plomb) :



- la décomposition d'acides résiduaire dans un four :



- la combustion de sulfure d'hydrogène (H₂S) :



Il faut noter que l'acide sulfurique produit lors du grillage de la blende ou de la galène est un coproduit dans la production du métal Zn ou Pb. La production d'acide sulfurique est réalisée à partir de gaz propres et exempts d'humidité. La purification et le séchage des gaz sont très différents suivant que la source de SO₂ est le soufre, un sulfure métallique ou H₂S.

III.3.2 Purification et séchage des gaz

III.3.2.1 à partir du soufre

Le traitement consiste essentiellement en la filtration et le séchage de l'air nécessaire à la combustion. Le séchage est réalisé dans une tour en acier briqueté avec garnissage arrosé à l'acide sulfurique concentré (92 à 98 % en masse).

Le soufre peut avoir plusieurs origines :

- ✓ une provenance minière avec extraction directe sous forme Solide ou par le procédé Frasch (eau chaude sous pression) ;
- ✓ la récupération dans les procédés de désulfuration du gaz ou des fuels.

Avant introduction dans l'unité de combustion, le soufre est fondu (135-140° C) et éventuellement filtré.

La production des gaz riches en SO₂ (8 à 11 % en volume) est réalisée par la combustion du soufre avec l'oxygène de l'air dans un four briqueté. La chaleur dégagée est récupérée dans une chaudière

III.3.2.2 À partir de sulfures métalliques

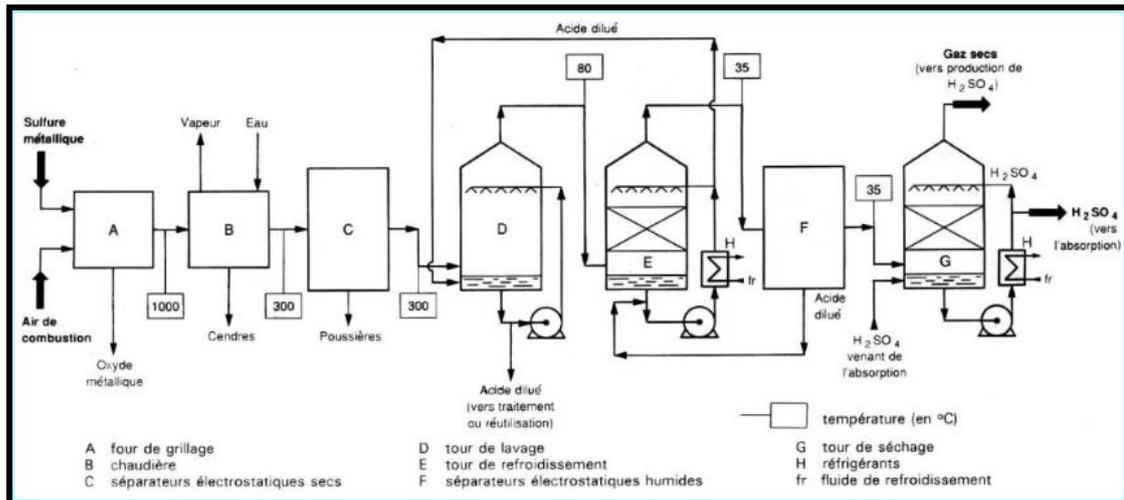


Figure III. 1 purification et séchage des gaz issus du grillage d'un sulfure métallique

Les sulfures métalliques ont des teneurs en soufre variables :

50 % pour la pyrite, 30 % pour la blende. Le grillage s'effectue à une température voisine de 800-1 000 °C, fonction du type de sulfure et de sa composition. À la sortie du four (A), les gaz sont refroidis dans une chaudière à tubes d'eau (B) équipée d'un dispositif de nettoyage des tubes et d'un accès pour l'évacuation des cendres. Un système de séparateurs électrostatiques (C) élimine la quasi-totalité des poussières entraînées dans les gaz.

Le lavage et l'épuration des gaz sont ensuite réalisés dans une série d'appareils comprenant successivement :

- ✓ une tour de lavage (D) dans laquelle une pulvérisation importante d'eau en recyclage assure la trempe des gaz ;
- ✓ une tour de refroidissement (E) destinée à condenser le plus possible d'eau saturant les gaz ;
- ✓ des séparateurs électrostatiques humides (F) pour l'élimination des gouttelettes entraînées et des particules solides encore présentes.

Refroidis à environ 35 °c, les gaz sont ensuite séchés dans une tour à garnissage (G) arrosée à l'acide sulfurique concentré (92à 98 % en masse).

III.3.2.3 À partir d'acide sulfurique résiduaire :

Le traitement consiste à dissocier l'acide suivant la réaction Endothermique suivante :



Cette opération est réalisée dans un four où la chaleur de décomposition nécessaire peut être apportée par du gaz, du fuel ou du soufre. La température y est maintenue à (1000 ° C) et l'acide est pulvérisé en fines gouttelettes.

Les gaz sont ensuite refroidis dans une chaudière puis lavés et épurés dans une série d'appareils identiques à ceux décrits dans le paragraphe précédent.

De telles installations sont utilisées pour la régénération de l'acide sulfurique ayant servi dans les opérations d'alkylation pour la production d'essence sans plomb ou pour la régénération d'acides usés non réutilisables tels quels.

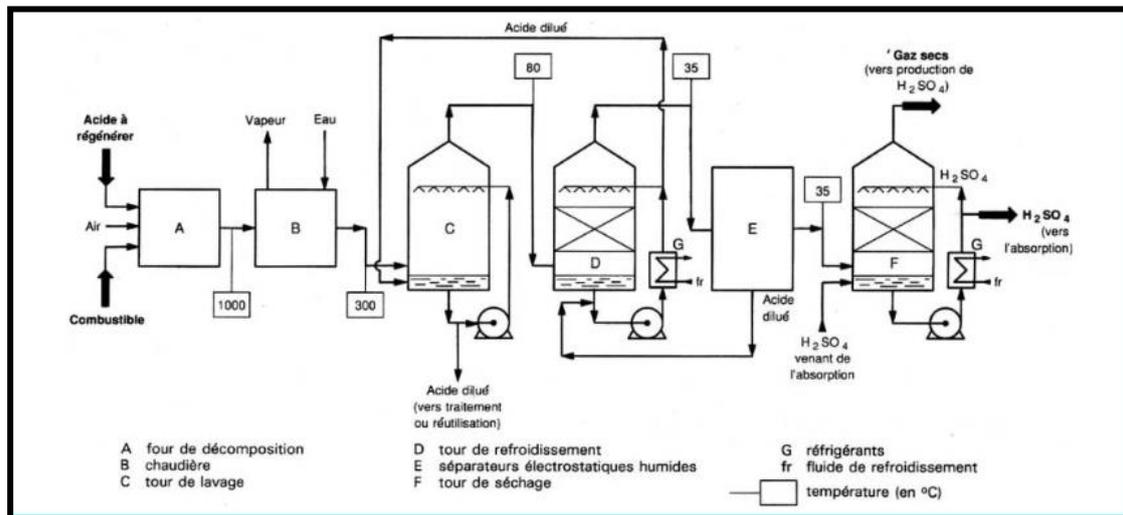


Figure III.2 Régénération l'acide sulfurique.

III.3.2.4 À partir de sulfure d'hydrogène

La combustion de H₂S, très exothermique, est réalisée dans un four où l'apport d'oxygène est assuré par l'air atmosphérique. La formation d'eau de réaction nécessite ensuite un traitement des gaz identique à celui des gaz de décomposition d'acide, pour obtenir des gaz secs ne contenant plus que SO₂, N₂ et O₂.

III.3.3 Production de l'acide sulfurique

À partir des gaz anhydres obtenus par les différentes voies décrites ci-avant, la fabrication de l'acide sulfurique nécessite plusieurs étapes :

- la conversion de SO₂ en SO₃.
- l'absorption de SO₃ dans l'acide.

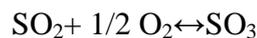
III.3.3.1 la conversion de SO₂ en SO₃

a) catalyseur

Depuis plusieurs décennies, cette opération est effectuée dans un appareil appelé convertisseur, équipé de plusieurs lits successifs de catalyseur. Le catalyseur est constitué d'un support de grande porosité (Kieselguhr, gel de silice...) possédant une surface très importante sur laquelle est déposée la phase active : du pentoxyde de vanadium (V₂O₅) dont la concentration varie de 5 à 10 % en masse.

Au catalyseur est ajouté un promoteur qui en augmente l'activité : il s'agit de sulfate de potassium. Les évolutions les plus récentes concernent l'utilisation de césium en remplacement partiel du potassium pour une activité plus importante à température moins élevée. La phase active est un mélange fondu constitué par des composés vanadium-soufre dissous dans le pyrosulfate de potassium formé à la surface des pores du support inerte. Le catalyseur est utilisé soit sous forme extrudée (bâtonnets de 6 à 8 mm de diamètre pour 10 mm de longueur), soit en anneaux de 10 mm de diamètre extérieur, 5 mm de diamètre intérieur et 15 mm de longueur, pour une perte de charge plus faible du circuit gazeux.

La réaction de conversion :



Est une réaction équilibrée qui peut être décomposée de la façon suivante.

- diffusion de SO₂ et de l'oxygène à la surface du catalyseur.
- cheminement dans les pores du catalyseur.
- adsorption sur les centres actifs (chimisorption).
- réaction chimique de SO₂ absorbé avec O₂.
- cheminement en sens inverse à travers les pores.
- désorption des produits de réaction.
- diffusion dans le flux gazeux.

b) Théorie de la réaction de conversion :

La constante d'équilibre de la réaction d'oxydation est :

$$K_P = \frac{(P_{SO_3})}{(P_{SO_2})(P_{O_2})^{1/2}} \quad (3.1)$$

Avec

$$\ln K_P = \frac{11373}{T} - 10,75 \quad (3.2)$$

À partir de ces deux relations, il est possible de tracer une courbe théorique d'équilibre de conversion en fonction de la température. L'augmentation de la pression, la réduction de la concentration en SO₂ ainsi que l'élimination intermédiaire du SO₃ déjà formé sont des moyens permettant d'accroître le rendement de conversion

c) Pratique industrielle

La courbe de la Figure III. 3 correspond à un gaz issu de la combustion du soufre et contenant initialement 10 % de SO₂, 11 % d'O₂ et 79 % de N₂ (en volume). L'oxydation de SO₂ est effectuée dans un convertisseur équipé de 4 lits de catalyse.

Les gaz doivent arriver à 430 °C sur le 1^{er} lit, l'amorçage de la réaction exothermique entraînant une montée en température jusqu'à un équilibre à 600 °C correspondant à 60 % du SO₂ converti en SO₃. La poursuite de la conversion nécessite un refroidissement à 430 °C avant introduction sur le 2^e lit où l'on atteint 84 % de Conversion.

De même pour le 3^e lit où la conversion atteint 94 % et le 4^e où elle atteint 98 %. Cet exemple illustre une unité dite « simple absorption » (Figure III. 4 et Figure III. 5). Depuis les années 70, un rendement de 98 % n'est plus considéré comme suffisant et les nouvelles unités construites doivent atteindre des rendements de 99,6 %. Pour obtenir ce résultat, on utilise le procédé dit « double absorption » qui permet, par une absorption intermédiaire du SO₃ déjà formé, généralement à la sortie du 3^e lit de conversion, de déplacer l'équilibre de conversion vers une plus grande oxydation du SO₂ restant (Figure III. 3). Le schéma de principe de telles unités qui minimisent les rejets de SO₂ dans l'atmosphère est donné sur les (Figure III. 6 et Figure III. 7).

III.3.3.2 Absorption de SO₃

La transformation de l'anhydride sulfurique en acide sulfurique :



S'accompagne d'un fort dégagement de chaleur (136 kJ/mol). En théorie, l'absorption de SO₃ dans l'eau est très rapide et totale, mais en réalité, elle n'est pas complète pour la raison suivante : le dégagement de chaleur provoque la vaporisation d'une partie de l'eau, qui se combine avec SO₃ pour former H₂SO₄

À l'état vapeur. Cet acide, du fait de sa faible pression de vapeur, se condense sous forme de très fines gouttelettes qui restent en suspension dans le courant gazeux et ne sont pas piégées dans l'eau.

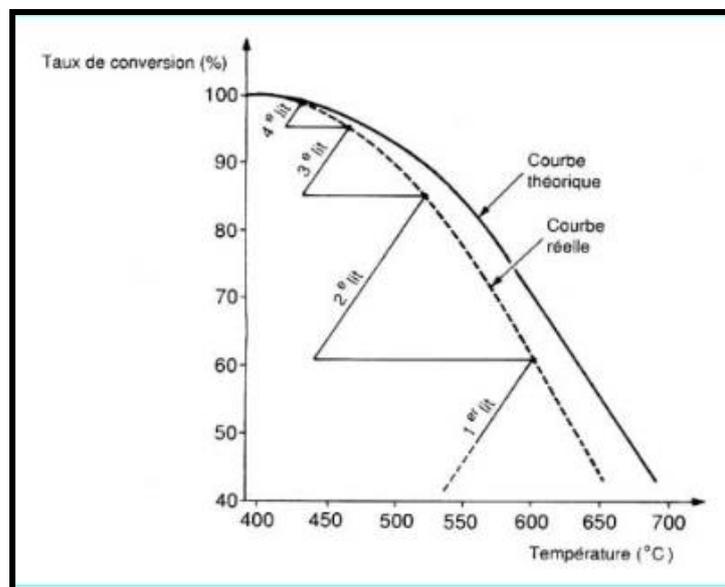


Figure III. 3 Courbes d'équilibre de conversion de SO₂ issu de la combustion de soufre en SO₃ dans un convertisseur équipé de 4 lits de catalyse

En pratique, l'absorption de SO₃ est réalisée dans l'acide sulfurique concentré (97,5 à 99 % en masse), à une température de 70 à 100 °C. Le débit d'acide d'absorption doit être suffisant pour que la concentration en pied de colonne d'absorption ne dépasse pas 99,5 %

III.3.3.3 Dilution de l'acide

La qualité commerciale de l'acide est généralement comprise entre 92 et 98,5 % en masse. La mise à titre de l'acide est réalisée par injection d'eau suivie d'un refroidissement au-dessous de 40 °C avant stockage. La capacité des ateliers sulfuriques est passée de quelques centaines de tonnes par jour avant 1970 à plus de 2000 t/j pour les unités les plus importantes aujourd'hui.

III.4 Matériaux

Les progrès technologiques permettent d'employer aujourd'hui des alliages en remplacement de la fonte ou des équipements briquetés.

- ✓ L'acier est utilisé pour des lignes de transfert et le stockage de l'acide concentré froid. Il faut toutefois éviter des vitesses supérieures à 1 m/s qui élimineraient la couche passivante de sulfate de fer qui protège l'acier de la corrosion.
- ✓ L'acide concentré chaud (60 à 110 °C) est transféré dans des lignes en fonte ductile, en alliages à base de chrome et de nickel, ou en acier inoxydable standard (17 % Cr et 12 % Ni) protégé anodiquement.
- ✓ Les colonnes de séchage et d'absorption sont en acier briqueté. Depuis quelques années toutefois, des alliages riches en nickel, chrome et silicium sont utilisés en remplacement de l'acier briqueté. Les réfrigérants d'acide sont de type tubulaire ou à plaques en acier inoxydable protégé anodiquement ou en alliage de meilleure résistance à la corrosion sans protection anodique.
- ✓ Pour les circuits de gaz, les gaines et les échangeurs gaz-gaz sont en acier, souvent aluminisé pour éviter la formation d'écailles.
- ✓ Les convertisseurs sont construits en acier inoxydable, quelquefois avec des échangeurs gaz-gaz incorporés.
- ✓ L'acide de concentration plus faible à basse température peut être transporté et stocké dans des équipements en plastique (PVC et polypropylène peuvent convenir)

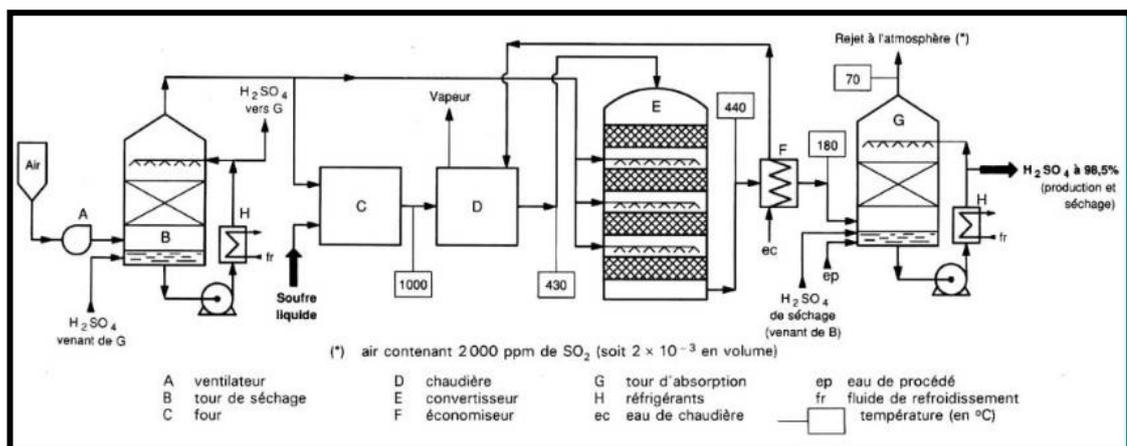


Figure III. 4 Procédé « simple absorption » à partir de soufre

III.5 Énergie

La fabrication de l'acide sulfurique est excédentaire en énergie .En considérant la production à partir de soufre, on peut décomposer l'énergie thermique dégagée par les réactions de la façon suivante :

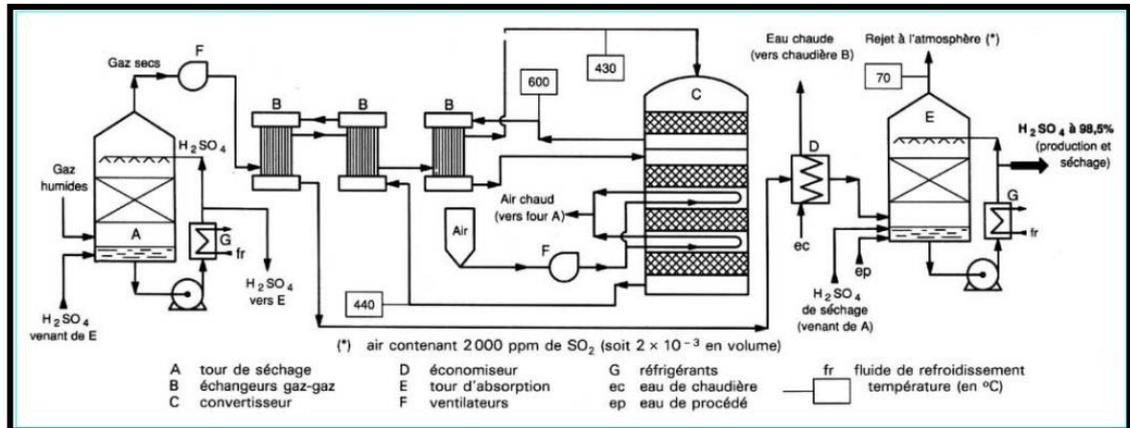


Figure III. 5 Procédé « simple absorption » à partir de gaz issus du grillage d'un sulfure métallique ou décomposition d'acide

Tableaux III.1 énergie thermique dégagée par les réactions dans la production l'acide sulfurique

Réaction considéré		-ΔH(en kJ par kg H2SO4)
Combustion	$S + O_2 \rightarrow SO_2$	3 026
Conversion	$SO_2 + 1/2O \rightarrow SO_3$	1004
Absorption	$SO_3 + H_2O \rightarrow H_2SO_4$	1309
Dilution de l'acide et séchage de l'air		251

Soit une énergie totale dégagée de 5 671 kJ par kg H₂SO₄ produit. La majeure partie de cette énergie est récupérée sous forme de vapeur surchauffée utilisable pour l'entraînement de turbomachines (soufflantes, pompes d'alimentation des chaudières et alternateur).Le plus souvent, on ne récupère que les enthalpies de combustion et de conversion. Cependant, les progrès technologiques réalisés en matière de résistance des matériaux à l'acide sulfurique concentré chaud permettent de récupérer aussi la chaleur d'absorption directement dans une chaudière produisant de la vapeur à basse pression (3 à 10 bar).

III.6 Environnement

L'évolution vers une réduction de plus en plus sévère des rejets dans l'atmosphère a amené les producteurs d'acide à utiliser de plus en plus la double absorption dans les nouvelles unités et à transformer les anciennes unités fonctionnant en simple absorption. Les problèmes d'environnement concernent les rejets, dans l'atmosphère, de gaz pouvant contenir des quantités trop importantes de SO₂ ou pouvant générer des brouillards sulfuriques

III.6.1 Ateliers nouveaux

Les unités construites après 1970, fondées sur le double absorption, ne posent donc pas de problèmes puisque leurs rejets en SO₂ sont faibles (350 pm).

III.6.2 Ateliers anciens

Pour les unités construites antérieurement à 1970, plusieurs solutions existent, permettant de réduire les rejets de SO₂ :

- la transformation en double absorption par addition des équipements correspondants ;
- l'abattage de SO₂ dans les gaz de queue avec de la chaux, de l'ammoniac ou de la soude mais en générant un sous-produit liquide ou solide quelquefois valorisable ;
- l'oxydation directe de SO₂ en H₂SO₄ avec ou sans catalyseur.

III.7 Toxicologie

L'acide sulfurique peut provoquer des lésions au niveau de la peau, des yeux, des voies respiratoires et des dents : l'élévation de température augmente les effets du produit. [17]

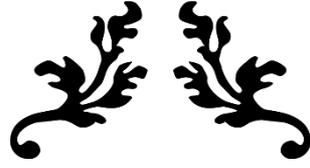
III.8 Utilisation acide sulfurique

Près de 90% de la production totale de soufre sert à la fabrication de l'acide sulfurique qui la première place parmi l'ensemble de la production des produits chimiques. Les principales utilisations d'acide sulfurique sont :

- ✓ L'industrie des énergies (fabrication de l'acide phosphorique), pour l'élaboration de phosphate destiné à l'alimentation animale ou humaine.
- ✓ Fabrication du dioxyde de titane selon le procédé sulfurique. TiO₂ est le principal pigment blanc utilisé dans peintures.
- ✓ L'industrie du textile synthétique, fabrication du caprolactame du polyamide.
- ✓ Alkylation pour la production d'essence sans plomb.

- ✓ Pour séchage et la purification des gaz.
- ✓ Fabrication du papier par trempage buvard dans l'acide concentré.
- ✓ Dans les batteries au plomb pour les voitures et autre véhicules.
- ✓ Fabrication du l'acide
- ✓ Fabrication du fluorure d'hydrogène.
- ✓ Fabrication du l'acide Caro, un agent oxydant puissant utilisée en nettoyage.
- ✓ Catalyse de réaction d'estérification grâce à l'ion oxonium.
- ✓ Raffinage de pétrole.
- ✓ Traitement des eaux sert à faire diminuer le PH du sol et traitement des minerais....etc.
- ✓ Synthèse de composés chimique (colorants, explosifs, détergents, divers sels, autre acides....) ; déshydratation des alcools, pour donner des alcènes, sulfonation, torture : l'acide sulfurique a été (et est encore) utilise par certains tortionnaires pour bruler leurs victimes.
- ✓ Dilué d'un volume pour dix d'eau, cet acide est couramment utilisé dans les décapages des métaux précieux en bijouterie après barasg.
- ✓ Industrie du traitement de surface des matériaux, notamment composition essentiel du bain d'anodisation.
- ✓ Enfin, il très avide d'eau, il peut donc être utilisé dans des dessiccateurs ou comme catalyseur d'une estérification.

Les divers usage l'acide sulfurique en font undes produits essentiel de l'ndustrie chimique[18].



Chapitre IV

Résultat Discussion



IV .1 Introduction

Dans ce chapitre on va étudier l'influence de la pression totale (P), de la température (T) et du taux de dilution (I) sur le taux de conversion et sur la masse nécessaire de catalyseur.

IV.2 Modélisation de Réacteur a lite fixe Catalytique Isotherme

$$P_j = P \frac{[Y_{j0} + v_j X]}{[1 + I + X v_j]} = \frac{P}{I + 1} \cdot \frac{Y_{j0} + v_j X}{1 + \alpha X} \quad (4.1)$$

$$P_1 = \frac{P \cdot I}{(1+I)(1+\alpha x)} \quad (4.2)$$

$$F_j = F_{j0} + F_0 v_j X \quad (4.3)$$

$$r_w = K_1 P_1^{1/2} P_2 - K_2 P_1^{-1/2} P_2^{1/2} P_3 \quad (4.4)$$

$$\frac{dF_j}{dw} = v_j r_w \quad (4.5)$$

$$F_j = F_{j0} + F_0 v_j x \quad (4.6)$$

$$dF_j = F_0 \partial_j dx \Rightarrow \frac{dF_j}{dw} = \frac{F_0 \partial_j dx}{dw} = v_j r_w \quad (4.7)$$

$$\Leftrightarrow F_0 \frac{dx}{dw} = r_w \Leftrightarrow \frac{F_0}{dw} = \frac{r_w}{dx} \Rightarrow \frac{dw}{F_0} = \frac{dx}{r_w} \Rightarrow dw = \frac{F_0}{r_w} dx \quad (4.8)$$

$$\Rightarrow w = \int_{x0}^{xs} \frac{F_0}{r_w} dx \Rightarrow w = F_0 \int_{x0}^{xs} \frac{dx}{r_w} \quad (4.8)$$

$$F_0 = \sum F_{j0} \quad (4.9)$$

$$F_3 = F_{30} + F_0 v_j X_s \quad (4.10)$$

$$F_{3s} = F_0 v_j X_s \quad (4.11)$$

$$F_0 = \frac{F_{3s}}{v_j X_s} \Rightarrow v = 1 \Rightarrow F_0 = \frac{F_{3s}}{x_s} \quad (4.12)$$

$$W = \frac{F_{3s}}{x_s} \int_{x0}^{xs} \frac{dx}{r_w} = F_0 \int_{x0}^{xs} \frac{dx}{r_w} \quad (4.13)$$

$$\frac{w}{F_{3s}} = \frac{1}{x_s} \int_{x0}^{xs} \frac{dx}{r_w} \quad (4.14)$$

IV.3 Méthode de la Simpson simple (P=2)

Pour approximer la fonction f , cette méthode utilise le polynôme de degré 2 (la parabole) qui passe par les trois points :

$$f_0 = f(a), f_1 = f\left(\frac{a+b}{2}\right) \text{ et } f_2 = f(b)$$

L'intégrale approchée : $I_2 = \int_a^b f(x)dx$

se calcul alors simplement et donne :

$$I_2 = (b - a) \frac{f_0 + 4f_1 + f_2}{6}$$

Cette méthode nécessite trois évaluations de la fonction f (en $x_0 = a, x_1 = \frac{(a+b)}{2}$ et

$x_2 = b$) .elle est donc en gros 3 fois plus lente que la méthode à 1 point.

VI.4 Influence de la Pression totale opératoire P

Il ressort du tableau IV.4 et de la figure IV.4 que pour une valeur fixée de la pression la masse nécessaire du catalyseur augmente en fonction de la conversion. Par ailleurs, la figure IV.4 montre clairement que pour une masse donnée de catalyseur (100 kg, par exemple) l'augmentation de la pression provoque une augmentation du taux de conversion.

Tableaux VI.4 : Masse du catalyseur en fonction du taux de conversion pour différentes valeurs de la pression totale opératoire (P)

P= 1atm		P = 2 atm		P=3 atm	
X	W	X	W	X	W
0.165	10	0.409	10	0.630	10
0.427	30	0.835	30	0.800	14
0.618	50	0.958	50	0.899	20
0.755	70	0.968	70	0.956	25
0.880	100	0.968	100	0.979	30
0.949	150	0.968	150	0.980	33
0.956	300	0.968	300	0.980	150

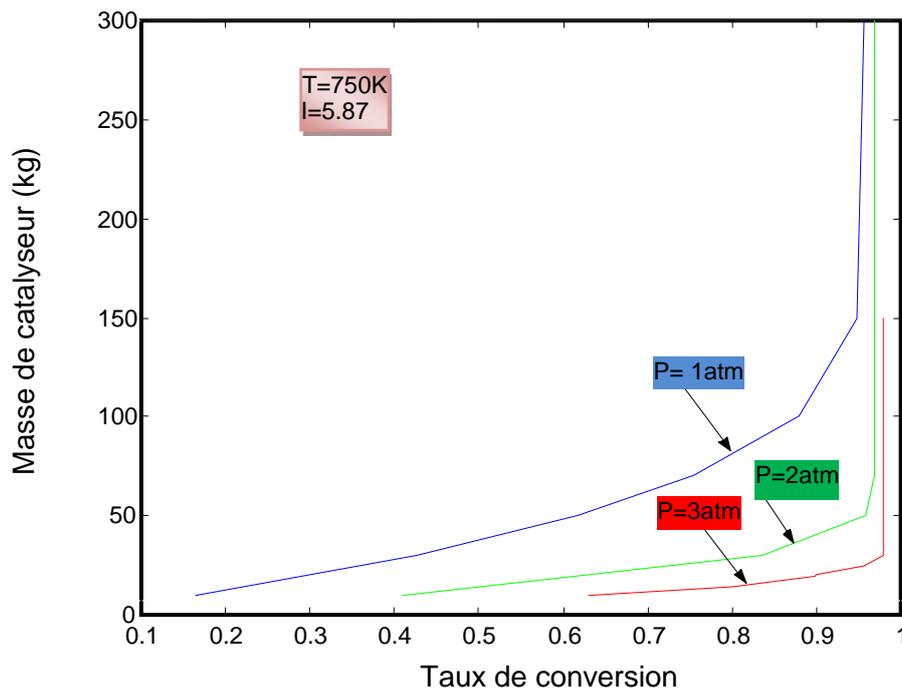


Figure IV.4: Masse du catalyseur en fonction du taux de conversion pour différentes valeurs de la pression totale opératoire (P)

VI.5 Influence de la Température T

Il ressort du tableau IV.5 et de la figure IV.5 que pour une valeur fixée de la température la masse nécessaire de catalyseur augmente en fonction de la conversion. De plus, la figure IV.5 montre que pour une masse donnée de catalyseur (100 kg, par exemple) l'augmentation de la température provoque une augmentation du taux de conversion.

Tableaux VI .5: Masse du catalyseur en fonction de la conversion pour différent de la température

T1=700K		T2=720K		T2=750K	
X	W	X	W	X	W
0.100	25.95	0.100	13.98	0.100	5.8
0.150	39.8	0.150	21.46	0.150	9
0.200	54.4	0.200	29.32	0.200	12.35
0.250	69.7	0.250	37.59	0.250	15.84
0.300	85.88	0.300	46.31	0.300	19.54
0.350	102.97	0.350	55.55	0.350	23.54
0.400	121	0.400	65.36	0.400	27.63
0.450	140	0.450	75.83	0.450	32
0.500	161	0.500	87.06	0.500	36.9
0.500	183	0.550	99.13	0.550	42
0.500	207.5	0.600	112.33	0.600	47.8
0.650	243	0.650	126.76	0.650	54
0.700	263	0.700	142.79	0.700	61
0.750	296	0.750	160.89	0.750	69
0.800	333.7	0.800	181.86	0.800	78.79
0.850	378	0.850	207.14	0.850	90.79
0.900	435.5	0.900	240.15	0.900	107.9
0.950	521	0.950	249.5	0.950	157.69

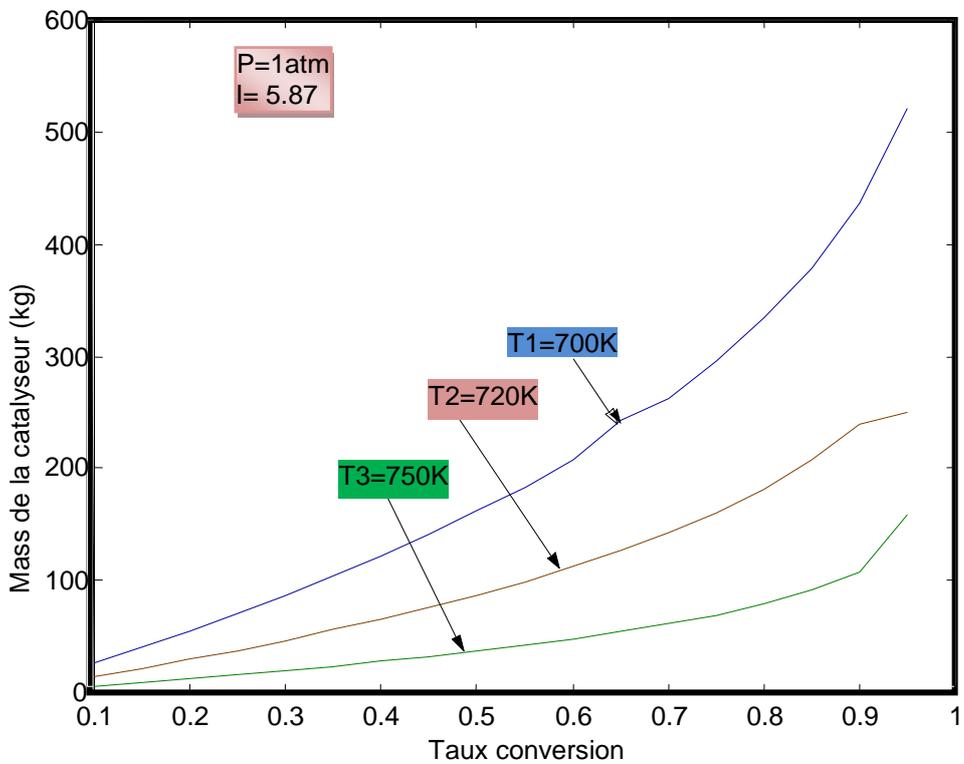


Figure VI.5: Masse du catalyseur en fonction du taux de conversion pour différentes valeurs de la température T

VI.6 Influence du rapport d'inertes I

Il ressort du tableau IV.6 et de la figure IV.6 que pour une valeur fixée du taux de dilution I, la masse nécessaire de catalyseur augmente en fonction de la conversion. De plus, la figure IV.6 montre que pour une masse donnée de catalyseur (100 kg, par exemple) la diminution du taux de dilution provoque une augmentation du taux de conversion.

Tableaux VI.6: Masse de catalyseur nécessaire en fonction de la conversion pour différentes valeurs du taux de dilution I.

I2=4.37		I1=5.86		I3=7.33	
X	W	X	W	X	W
0.100	5.3	0.100	25.95	0.100	6.23
0.150	7.73	0.150	39.8	0.150	9.57
0.200	10.56	0.200	54.4	0.200	13.08
0.250	13.53	0.250	69.7	0.250	16.77
0.300	16.67	0.300	85.88	0.300	20.68
0.350	19.99	0.350	102.97	0.350	24.82
0.400	23.51	0.400	121	0.400	29.33
0.450	27.28	0.450	140	0.450	33.94
0.500	31	0.500	161	0.500	39.04
0.550	35.62	0.500	183	0.550	44.51
0.600	44.44	0.500	207.5	0.600	50.52
0.650	45.67	0.650	243	0.650	57.12
0.700	51.51	0.700	263	0.700	64.61
0.750	58	0.750	296	0.750	73.15
0.800	65.96	0.800	333.7	0.800	83.30
0.850	75.61	0.850	378	0.850	96.10
0.900	88.94	0.900	435.5	0.900	114.65
0.950	118	0.950	521	0.950	193.94

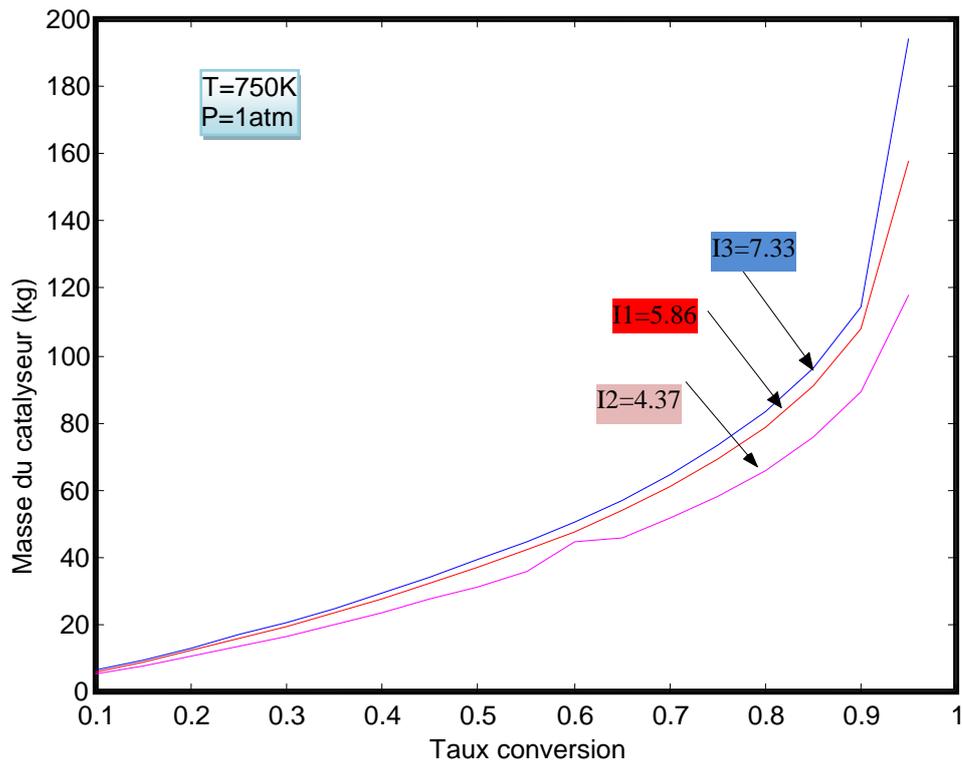


Figure VI.6 : Masse de catalyseur nécessaire en fonction de la conversion pour différentes valeurs du taux de dilution I.

CONCLUSION GENERALE

Dans ce travail on a étudié l'influence des paramètres opératoires sur les performances d'un réacteur catalytique à lit fixe qui est le siège d'une réaction d'oxydation du SO₂ afin de produire le SO₃. Les paramètres opératoires considérés ont été la pression totale P, la température T et le taux de dilution par le constituant inerte I. On a écrit un programme de simulation en langage Matlab qui nous a donné les influences de ces paramètres. Les résultats obtenus montrent que l'augmentation de la pression totale favorise la conversion. Il a été aussi trouvé que l'augmentation de la température provoque un accroissement de la conversion. Il a aussi été trouvé que la diminution de la dilution par l'inerte provoque un accroissement du taux de conversion. Enfin, pour toute personne intéressée par ce thème, on recommande d'étudier le cas du réacteur adiabatique et le cas du réacteur avec alimentation étagée et de comparer les résultats obtenus avec ceux qu'on a obtenu (cas du réacteur isotherme).

RÉFÉRENCES BIBLIOGRAPHIQUES

[1] **EMILIAN KOLLER**, Aide-Mémoire Génie Chimique, Paris, Dunod, 2e édition, 2005.

[2] **PIERRE TRAMBOUZE**, les Réacteurs chimiques technologie, technique de l'ingénieur génie de procédé, J4020.

[3] **CHRISTIAN CHARLIER**, génie chimique les opérations chimiques unitaires, notes de cours, page 32-38.

[4] **PIERRE TRAMBOUZE, (JEAN.PAUL) ENZEN**, les réacteurs chimique de la conception à la mise en ouvre, chimique, édition technip, (2002).

[5] **BENABDI MOURAD**, contrôle d'un système PH-CSTR, mémoire de master, université M^{ed} Kheider Biskra, 2014.

[6] **J.VILLERMAUX**, réacteur chimique principe, laboratoire des science du génie chimique (CNRS-ENSIC)(instituantional polytechnique de lorraine) ,TI ,J4010 ,sept 1996.

[7] **NARDJES ROUAG**, simulation du réacteur de craquage catalytique du gasoil,, mémoire du magister ,université de Boumerdes, 2005.

[8] **AURELIE GUICHARD**, étude expérimentale et modélisation d'échangeur compact multifonctionnel en réaction catalytique, titre de docteur de l'institut national polytechnique de Toulouse, 2007.

[9] **P.TRAMBOUZE, H.VAN LANDEGHEM, J.P WAUQUIER**, «les réacteurs chimique conception/calcul /mise en ouvre », édition technip, 1984, paris, France.

[10] **AOUDJIT FARID**, synthèse et caractérisation xérogels et aérogels à base de molybdène et de tungstène et leur application dans l'isomérisation des paraffines C5-C6, mémoire magister, université M'Hamed Bougara, Boumerdes, 2008.

[11] **J.F.Lepage**, catalyse de contacte, IFP, recherches et témoignage, édition technip, 1978, paris.

[12] **DANIEL CARNET**, technip de l'ingénieur, J1250.

[1 3] **J .F. LEPAGE**, catalyse de contacte, édition 1971, paris.

[14] **AKKOUR AHMED**, influence de la qualité de la charge sur spécifications et rendement des essences d'isomérisation.

[15] **J.F.LEPAG**, catalyse de contacte, conception, préparation, mise en oeuvre, édition technip IFP, 1987.

[16] **JEAN – LEON HOUZELOT**, technique de l'ingénieur, J4050.

[17] **HERVE CLEMENT**, acide sulfurique H_2SO_4 technique de l'ingénieur, génie de procédé, J6095.

[18] **JAEN VALERY MARTIN**, purification d'acide sulfurique résiduaire par précipitation de métaux lourds, thèse en vue de l'obtention du doctorat en chimie analytique, 1999.

RESUME :

Dans ce mémoire on a étudié l'influence des paramètres opératoires sur les performances d'un réacteur catalytique à lit fixe qui est le siège d'une réaction d'oxydation du SO_2 afin de produire le SO_3 . Les paramètres opératoires considérés ont été la pression totale P, la température T et le taux de dilution par le constituant inerte I. Les résultats obtenus que l'accroissement de la pression et de la température favorise la conversion. Il a aussi été trouvé que la diminution du taux de dilution favorise la conversion.

Mots clés : réacteur catalytique, lit fixe, paramètres opératoires, réaction d'oxydation.

ABSTRACT :

In This thesis we studied the influence of operating parameters on the performance of a catalytic fixed bed reactor which is the seat of an oxidation reaction of SO_2 to SO_3 produce. The process parameters considered were the total pressure P, temperature T and the dilution ratio by the inert component I. The results obtained that the increase in pressure and temperature promotes the conversion. It was also found that decreasing the dilution Ratio favors conversion.

Keywords: catalytic reactor, fixed bed, operating parameters, oxidation reaction.

ملخص:

في هذا العمل , قمنا بدراسة تأثير المعايير العملية على أداء مفاعل السرير الحفاز الثابت و هو مركز تفاعل أكسدة SO_2 لإنتاج SO_3 , المعايير العملية وهي الضغط و درجة الحرارة و نسبة التخفيف حسب العنصر خامل.

وكننتيجة متمثلة ارتفاع في الضغط و درجة الحرارة و انخفاض في نسبة تخفيف .

كلمات مفتاحية : مفاعل حفاز ,سرير ثابت ,معايير عملية ,تفاعل أكسدة .