

جامعة محمد خيضر - بسكرة

كلية العلوم والتكنولوجيا

قسم الكيمياء الصناعية

بسكرة في:

إنني بإيداع مذكرة الماستر بعد التصحيحات

أنا الممضى أسفله الأستاذ: بنا حيا وحسن شوقي

الرتبة: أستاذ التعليم العالي

أستاذ مشرف على مذكرة ماستر - للطالب (ة):

توتو وسيلة و شوقي ذ صبية

الشعبة: علوم وتكنولوجيا

التخصص: هندسة كيميائية

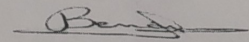
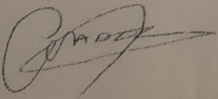
بـعـنـوان: Simulation d'un réacteur

catalytique à lit fluidise

أرخص بإيداع المذكرة المذكورة.

رئيس لجنة المناقشة

الأستاذ المشرف



ملحق القرار رقم: 933 المؤرخ في: 28 جويلية 2016
الذي يحدد القواعد المتعلقة بالوقاية من السرقة العلمية ومكافحتها

الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية

مؤسسة التعليم العالي:

نموذج التصريح الشرفي

خاص بالالتزام بقواعد النزاهة العلمية لانجاز بحث

أنا الممضي أدناه،

السيد: بشير قبيلا... الصفة: طالب، أستاذ باحث، باحث دائم: طالب.....

الحامل لبطاقة التعريف الوطنية رقم: 5688 وهو الصادرة بتاريخ: 2020-01-20

المسجل بكلية علوم و تكنولوجيا قسم هندسة كيمياء بئر.....

و المكلف بإنجاز أعمال بحث (مذكرة التخرج ، مذكرة ماستر ، مذكرة ماجستير ، أطروحة

دكتوراه)، عنوانها: Simulation d'un réacteur.....

catalytique à lit fluide.....

أصرح بشرفي أنني ألتزم بمراعاة المعايير العلمية والمنهجية ومعايير الأخلاقيات
المهنية والنزاهة الأكاديمية المطلوبة في انجاز البحث المذكور أعلاه.

التاريخ: 2020-06-16

إمضاء المعني



الذي يحدد القواعد المتعلقة بالوقاية من السرقة العلمية ومكافحتها

الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية

مؤسسة التعليم العالي:

نموذج التصريح الشرفي

خاص بالالتزام بقواعد النزاهة العلمية لانجاز بحث

أنا الممضي أدناه،

السيد: توبیو سبیلہ الصفۃ: طالب، استاذ باحث، باحث دائم: طالب

الحامل لبطاقة التعريف الوطنية رقم: 6.15.66.7 و الصادرة بتاريخ: 19... 01... 2020

المسجل بكلية علوم وتكنولوجيا قسم هندسة كيميائية

و المكلف بإنجاز أعمال بحث (مذكرة التخرج ، مذكرة ماستر ، مذكرة ماجستير ، أطروحة

دكتوراه)، عنوانها: Simulation d'un Neutron

catalytique et lit fluide

أصرح بشرفي أنني ألتزم بمراعاة المعايير العلمية والمنهجية ومعايير الأخلاقيات المهنية والنزاهة الأكاديمية المطلوبة في إنجاز البحث المذكور أعلاه.

التاريخ: 16... 06... 2021.

إمضاء المعنى

2001



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

MEMOIRE DE MASTER

Domaine : Sciences et Techniques

Filière : Génie des procédés

Spécialité : Génie chimique

Réf. :

Présenté par :

CHERGUI Dahbia & TOUTI Wassila

Thème

Simulation d'un réacteur catalytique à lit fluidisé

Jury

Président	Dr. FADEL Amar	Pr	Université de Biskra
Encadreur	Dr. BEN DJAOUHDOU Chawki	Pr	Université de Biskra
Examineur	Dr. ATHMANI Khaled	MCB	Université de Biskra

Année universitaire : 2024/2025

بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ

REMERCIEMENTS

Avant toute chose nous remercions Allah le tout puissant donner la force et la patience, la santé, le courage, pour son guide qui m'ont permis de réaliser ce travail, et qui nous ont permis de surmonter l'obstacle que nous avons rencontrés.

Je tiens tout particulièrement à remercier notre encadrant, M. Pr. BENDJAOUHDOU Chawki, pour la qualité de son encadrement de l'ensemble des connaissances scientifiques, il nous a guidé et encouragé tout au long de la période de travail.

Nos sincères remerciements à tous les membres du jury, pour l'honneur qu'ils nous ont fait en acceptant d'étudier ce travail : Pr. FADEL Amar, monsieur président du jury et Dr. ATHMANI Khaled, merci beaucoup pour l'honneur qu'ils nous ont fait en acceptant d'étudier ce travail.

Enfin, nous exprimons également nos remerciements : Les plus sincères à toutes les personnes qui ont contribué de près ou de Loin à l'élaboration de ce mémoire, notamment le Chef du Département, Dr. ADAIKA Kaltoum.

Je profite de cette occasion pour remercier et exprimer ma gratitude à tous mes amis de la faculté des sciences et la technologie et spécialement Génie Chimique qui m'ont apporté leur coopération.

DÉDICACE

À ma chère mère,

Toi qui as semé en moi l'amour du savoir,
Source inépuisable de tendresse et de soutien,
Un pilier inébranlable face à toutes les épreuves.

Mon cher père,

Toi qui as été mon exemple,
Présent dans chacun de mes pas par ton travail et tes prières,
Premier soutien de mon parcours académique.

À mes frères, sœurs et amis fidèles,

Compagnons des nuits blanches et des moments de doute,
Merci pour votre présence et votre encouragement.

À tous ceux qui m'ont transmis un savoir,

Et ont ouvert devant moi les portes de la connaissance.

Je vous dédie humblement le fruit de ces années de travail,
Avec toute ma gratitude et l'espoir d'avoir été à la hauteur de vos
attentes.

Chergui Dahbia

DEDICACE

À ceux qui ont été une lumière illuminant mon chemin, à ceux qui
m'ont appris la patience et la persévérance,
À ma chère mère, source d'amour et de tendresse, dont les prières ont
été la lumière qui m'a accompagné à chaque étape,
À mon cher père, mon premier modèle, qui m'a appris la force et le sens
des responsabilités,
À mes frères et sœurs bien-aimés, qui ont toujours été mon soutien en
toutes circonstances,
Et à mes amis fidèles, qui ont partagé ce parcours avec moi dans ses
joies et ses défis, et ont été un véritable appui,
Je dédie ce modeste travail en reconnaissance et gratitude pour tout le
soutien et l'encouragement que vous m'avez apporté.
Qu'Allah vous récompense pour tout, et fasse de moi une source
continue de votre fierté.

Touti wassila

Résumé

Dans ce mémoire on a étudié par simulation numérique l'influence d'importants paramètres tels que le débit volumique gazeux, le diamètre des particules catalytiques, la hauteur minimale de fluidisation ainsi que la porosité au minimum de fluidisation sur le fonctionnement d'un réacteur à lit catalytique fluidisé. Les résultats peuvent montrer comment seraient ces paramètres pour obtenir un taux de conversion maximale du réactif principal contenu dans la phase gaz. Il a été trouvé que le taux de conversion est maximal si le débit volumique est bas, le diamètre des particules, la hauteur minimale de fluidisation et la porosité au minimum de fluidisation sont élevées.

Mots clé : réacteur, lit catalytique fluidisé, taux de conversion, simulation.

Abstract

In this thesis we studied by numerical simulation the influence of important parameters such as gas flowrate, the catalytic particle diameter, the minimal fluidization height and the porosity at the minimum of fluidization the functioning of a fluidized catalytic bed. The results could show how would be these parameter values in order to obtain a maximal conversion of the main reactant contained inside the gas phase. It was found that the conversion is maximal if the gas flowrate is low, the particle diameter, the minimal fluidization height and the porosity at the minimum of fluidization are high.

Keywords: reactor, fluidized catalytic bed conversion rate; simulation.

ملخص

في هذه الأطروحة درسنا بواسطة محاكاة رقمية تأثير إعدادات مهمة على تشغيل مفاعل ذو سرير مميع حفزي. الإعدادات هي : التدفق الحجمي، نصف قطر حبيبات المحفز. العلو الأدنى لتمييع و المسامية عند أدنى التمييع. النتائج يمكن أن تشير كيف يجب أن تكون قيم هذه الإعدادات للحصول على أقصى درجة تحول المتفاعل الأساسي المتواجد في الطور الغازي. النتائج المتحصل عليها أظهرت أن درجة تحول المتفاعل تكون أقصى حينما يكون التدفق الحجمي منخفض، نصف قطر حبيبات المحفز، العلو الأدنى لتمييع و المسامية عند أدنى التمييع يكونوا مرتفعين. **الكلمات المفتاحية :** مفاعل ، سرير مميع حفزي ، درجة تحول ، محاكاة.

Sommaire

MEMOIRE DE MASTER.....	3
REMERCIEMENTS.....	3
DÉDICACE.....	4
DEDICACE.....	5
Résumé.....	Error! Bookmark not defined.
Liste des FIGs.....	9
Introduction générale.....	Error! Bookmark not defined.
CHAPITRE I Généralité sur les réacteurs	
I.1. Introduction.....	3
I.2. Définition des réacteurs chimiques	3
I.3. Classification des réacteurs chimiques	3
I.3.1. Classification selon le type de réacteur.....	3
I.3.1.1. Réacteur cuve.....	3
I.3.1.2. Réacteur tube	4
I.3.2. Classification selon le type d'opération.....	4
I.3.2.1. Opération continue.....	4
I.3.2.2. Opération discontinue	5
I.3.2.3. Opération semi-continue	5
I.3.3. Classification des réacteurs selon le type de réaction	6
I.3.3.1. Phase homogène gazeuse	6
I.3.3.2. Phase homogène liquide	7
I.3.3.3. Phases hétérogènes gaz-solide	7
I.3.3.4. Phases hétérogènes gaz-liquide.....	8
I.3.3.5. Phases hétérogènes liquide-liquide	8
I.3.3.6. Phases hétérogènes liquide-solide.....	8
I.3.3.7. Phases hétérogènes gaz-liquide-solide.....	8
I.3.3.8 Circulation des phases.....	8
I.4. Facteurs gouvernant le fonctionnement d'un réacteur chimique	9
I.5. Les critères de choix d'un réacteur.....	11
CHAPITRE II Réacteur à lits fluidisé	
II.1. Introduction	13
II.2. Importance de l'hydrodynamique des lits fluidisés.....	13

II.2.1. lois de comportement hydrodynamique dans les lits fluidisés	13
II.2.2 Modèle de mise en contact dans les lits bouillonnants.....	14
II.3. Technologie des réacteurs à lits fluidisés	15
II.3.1. Classification des réacteurs:.....	15
II.3.1.1. Réacteur à lit bouillonnant et à foyer unique.....	16
II.3.1.2. Réacteur à lit bouillonnant multi étage.....	16
II.3.1.3. Réacteur à lit circulant	17
II.3.2. Exemples les plus connus de réacteurs à lit bouillonnant	18
CHAPITRE III. Présentation du procédé étudié et des résultats de la simulation	
Introduction	21
III.1. Présentation du procédé	21
III.2. Modèle mathématiques du procédé et méthode de résolution	21
III.3 Algorithme utilisé dans la simulation.....	23
III.4. Taux de conversion (X_{KL}) en fonction du diamètre du réacteur pour différentes valeurs du débit volumique (Q_e) de la phase gaz	24
III.5. Taux de conversion (X_{KL}) en fonction du diamètre du réacteur pour différentes valeurs du diamètre moyen (d_p) des particules catalytiques	25
III.6. Taux de conversion (X_{KL}) en fonction du diamètre du réacteur pour différentes valeurs de la hauteur minimale de fluidisation (H_{mf}).....	26
III.7. Taux de conversion (X_{KL}) en fonction du diamètre du réacteur pour différentes valeurs de la porosité du lit fluidisé (ϵ_{mf}) correspondante au minimum de fluidisation	27
Conclusion générale	Error! Bookmark not defined.
Références bibliographiques.....	31

Liste des figures

<u>FIG.I.1. Réacteur cuve</u>	4
<u>FIG.I.2. Réacteur tube</u>	4
<u>FIG.I.3. Opération continue</u>	5
<u>FIG.I.4. Opération discontinue</u>	5
<u>FIG.I.5. Opération semi-continue</u>	6
<u>FIG.II.1 Différents régimes de fluidisation</u>	13
<u>FIG .II.2.Caractéristiques d'un lit fluidise bouillonnant</u>	14
<u>FIG. II.3. Lit bouillonnant à foyer unique</u>	16
<u>FIG. II.4. Lit bouillonnant multiétage</u>	17
<u>FIG. II.5 lit circulant à Fluidisation rapide</u>	18
<u>FIG. II.6. Réacteur du procédé Sohio de protection d'acrylonitrile</u>	18
<u>FIG.II.7.Réacteur à lit fluidisé du type lurgi utilisés pour le traitement de zinc</u>	19
<u>FIG III .1 Schéma simplifié du procédé étudié (lit fluidisé catalytique) [9]</u>	21
<u>FIG III.2. Taux de conversion (X_{KL}) en fonction du diamètre du réacteur pour différentes valeurs du débit volumique (Q_e) de la phase gaz.</u>	24
<u>FIG III.2. Taux de conversion (X_{KL}) en fonction du diamètre du réacteur pour différentes valeurs du diamètre moyen (d_p) des particules catalytiques.</u>	25
<u>FIG III.3. Taux de conversion (X_{KL}) en fonction du diamètre du réacteur pour différentes valeurs de la hauteur minimale de fluidisation (H_{mf}).</u>	26
<u>FIG III.4. Taux de conversion (X_{KL}) en fonction du diamètre du réacteur pour différentes valeurs de la porosité au minimum de fluidisation (ϵ_{mf}).</u>	27

Liste des abréviations

Ar = Nombre d'Archimède
U_{mf} = vitesses minimale de fluidisation
D_b = diamètre moyen des bulles
U_b = vitesse ascensionnelles des bulles
 ϵ_b = fraction volumique occupée par les bulles
 ϵ = porosité du lit fluidisé)
H = Hauteur opératoire du lit fluidisé
 α = constante du modèle de Kunii -Levenspiel
 γ_b = volume de catalyseur en phase bulles par unité de volume des bulles
 γ_n = volume de catalyseur en phase nuage par
unité de volume des bulles
 γ_e = volume de catalyseur en phase émulsion par unité de volume des bulles
K_{bn} = coefficient de transfert de matière de la phase bulles à la phase nuage
K_{ne} = coefficient de transfert de matière de la phase nuages à la phase émulsion
K_R = constante cinétique par rapport au volume de catalyseur
K_T = constante globale de conversion
X_{KL} = taux de conversion selon le modèle de Kunii et Levenspiel
g = accélération de la pesanteur
D = diamètre du réacteur
S = section droite du réacteur
H_{mf} = hauteur minimale de fluidisation
z = hauteur du lit catalytique par rapport à la grille de fluidisation
 ϵ_{mf} = porosité du lit catalytique au minimum de fluidisation
p = masse volumique moyenne des particules catalytiques
g = masse volumique moyenne de la phase gaz
Q_e = débit volumique du gaz
U = vitesse superficielle du gaz
d_p = diamètre moyen des particules catalytiques
 μ_g = viscosité dynamique du gaz
D₁ = coefficient de diffusion du réactif dans la phase gaz
K_c = constante cinétique par rapport à l'unité de volume de l'émulsion
K_r = constante cinétique par rapport au volume du catalyseur
D_t = nombre de trous par m²
de surface de la grille
H = hauteur du lit fluidisé

Introduction générale

Une des branches importantes du génie des procédés est le génie des réactions chimiques catalytiques qui s'intéresse aux méthodes de mise en œuvre des réactions catalytiques et en particulier aux appareils dans lesquels sont conduites ce type de réactions. Le réacteur catalytique a un rôle très important et incontournable dans l'industrie de la synthèse des produits chimiques. Il existe plusieurs types de réacteur catalytique, et l'un des plus utilisés est le réacteur catalytique à lit fluidisé.

Dans ce mémoire nous allons étudier par simulation au moyen du logiciel Matlab l'influence de plusieurs paramètres opératoires sur le fonctionnement d'un réacteur catalytique à lit fluidisé. On étudiera l'influence de plusieurs paramètres opératoires pour optimiser le fonctionnement du procédé considéré. Les résultats trouvés devraient nous permettre de savoir comment devrait être la valeur de ces paramètres pour maximaliser le taux de conversion du réactif gazeux.

Ce mémoire a été structuré comme suit :

Le chapitre I présente des notions générales relatives aux réacteurs chimiques.

Le chapitre II présente des notions relatives aux réacteurs catalytiques à lit fluidisé.

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

Enfin, une conclusion générale récapitule les principaux résultats obtenus au cours de ce travail.

CHAPITRE I

Généralité sur les réacteurs

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 du point de vue classification et comparaison [1].

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. 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.3.1. Classification selon le type de réacteur

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

I.3.1.1. Réacteur 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 [2].

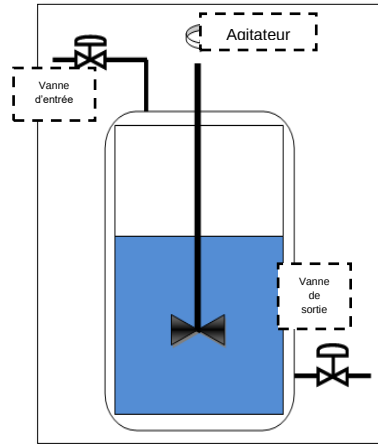


FIG.I.1. Réacteur cuve [1]

I.3.1.2. Réacteur 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 [1].

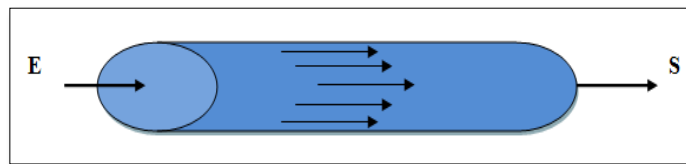


FIG.I.2. Réacteur tube [1]

I.3.2. Classification selon le type d'opération

Il est reconnu qu'un réacteur peut fonctionner selon trois sortes d'opérations, à savoir :

- opération continue ;
- opération discontinue ;
- opération semi-continue.

I.3.2.1. Opération continue

Dans une opération continue, les réactifs et les produits sont constamment chargés et soutirés du réacteur. [1]

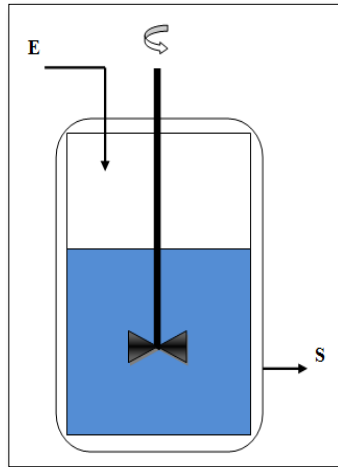


FIG.I.3. Opération continue [1]

I.3.2.2. 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 [1].

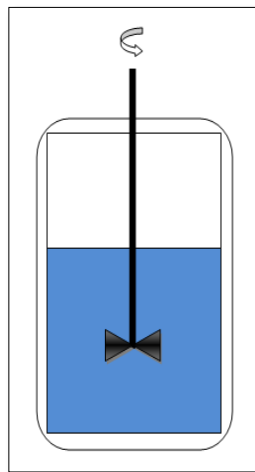


FIG.I.4. Opération discontinue [1]

I.3.2.3. 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 [1].

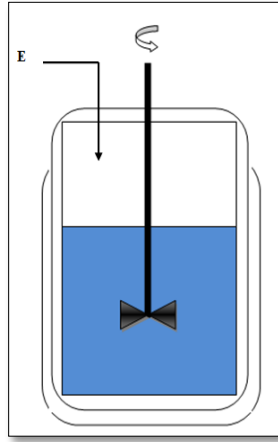


FIG.I.5. Opération semi-continue [1]

Remarque : Il faut préciser que chaque fois qu'un gaz est en jeu, l'opération sera très certainement continue pour des raisons pratiques. Un gaz a une faible masse spécifique ce qui entraînerait un grand volume pour une opération discontinue pratiquement impensable industriellement.

I.3.3. Classification des réacteurs selon le type de réaction

Parmi les réactions chimiques industrielles, il existe sept 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(s) et solide(s), alors les réactions se déroulent en phase hétérogène [1-3].

Les réactions homogènes se produisent uniformément dans le volume, ce qui rend plus aisés les transferts de matière. Le problème 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 [1-3].

Les réactions hétérogènes se produisent dans un petit 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 [1-3].

I.3.3.1. 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.

Un exemple industriel est donné par le craquage thermique de fractions pétrolières en éthylène ou l'isomérisation de composés organiques [1-3].

I.3.3.2. 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 pratiques 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. Un exemple industriel est donné par la polymérisation du styrène (polymérisation en masse) [1-3].

I.3.3.3. Phases hétérogènes 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 réactions sont présents 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 solides 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 exothermiques. Par contre, si le solide est lui-même un réactif, on utilisera moins ce genre de réacteur à cause justement de la manipulation du solide (à fixer dans des petits tubes). Des exemples industriels sont donnés par les synthèses de l'ammoniac, du méthanol, de l'oxyde d'éthylène [4-5].

- Le réacteur est à lit solide fluidisé, le solide, composé de granulés de quelques microns, est mis en suspension (en état fluidisé) par le gaz ascendant. Le tube peut avoir 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 fixe, plus la possibilité de traiter le solide en continu.

Des exemples industriels sont donnés par le craquage catalytique et les opérations de métallurgie sèche [4-5].

- 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. Un exemple industriel est donné par le haut-fourneau de métallurgie [4-5].

I.3.3.4. Phases hétérogènes gaz-liquide

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

Un exemple industriel est la chloration du benzène dans un réacteur tubulaire à bulles ou encore l'enlèvement du CO_2 d'un gaz par une solution basique dans une tour d'absorption à garnissage [4-5].

I.3.3.5. Phases hétérogènes liquide-liquide

Ces réactions peuvent se réaliser dans des réacteurs tube ou cuve, en opération continue ou discontinue 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 [4-5].

I.3.3.6. Phases hétérogènes liquide-solide

Ces réactions peuvent se réaliser dans des réacteurs tube ou cuve, en opération continue ou discontinue par rapport à chacune des deux phases. Un exemple industriel est donné par les nombreuses réactions de la métallurgie humide (fabrication de l'aluminium par traitement de bauxite par la soude caustique) [4-5].

I.3.3.7. Phases hétérogènes 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.

Un exemple industriel est donné par l'hydrodésulfuration de pétrole ou par l'hydrogénation de l' α -méthylstyrène en cumène [4-5].

I.3.3.8 Circulation des phases

De la même façon que pour les appareils de séparation, on a le choix entre divers modes de circulation des phases : à contre-courant, à courants parallèles ou à courants croisés.

Le rôle primordial joué par la transformation chimique fait que l'arrangement à contre-courant n'est pas forcément optimum, comme dans le cas d'un processus purement physique. C'est pour cette raison aussi que la rétention des phases, en particulier celle de la phase réactionnelle, se

révèle être un paramètre important lors de l'étude d'un réacteur polyphasique. Il faut enfin remarquer que pour les systèmes polyphasiques, le type d'écoulement associé à chacune des phases n'est pas forcément le même pour toutes. On peut ainsi imaginer un système gaz-liquide pour lequel la phase liquide serait parfaitement agitée alors que la phase gazeuse aurait un écoulement du type tubulaire (cas d'un fermenteur par exemple) [6].

Remarque :

- Dans les milieux hétérogènes, 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 phase 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 aux liquides (les pertes de charge risquent d'être plus élevées dans un tube parcouru par un liquide).

-Pour les réactions en phase 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 petit diamètre [7].

-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 [7].

I.4. Facteurs gouvernant le fonctionnement d'un réacteur chimique

La FIG I.1 indique, sous forme d'un schéma systémique, les principaux facteurs gouvernant le fonctionnement d'un réacteur chimique. Ce sont d'abord les données physico-chimiques sur la nature des transformations mises en jeu : vitesse des réactions thermicité, présence d'équilibres, influence de la pression de la température, de l'état de dilution sur ces paramètres. Ce sont ensuite

les données hydrodynamiques sur l'écoulement des phases et leur mode de mélange et de mise au contact [1].

L'hydrodynamique est à son tour étroitement liée aux phénomènes de transfert et de transport de chaleur, de matière et de quantité de mouvement qui accompagnent les réactions. Les données de transfert à l'intérieur d'une phase, entre phases ou entre les mélanges réactionnel et la paroi du réacteur, relevant de la cinétique physique, jouent un rôle aussi important que les vitesses de transformations proprement dites, qui sont du domaine de la cinétique chimique ou biologique [8].

Tous les facteurs que nous venons d'énumérer concourent à relier l'ensemble des paramètres opératoires (nature des espèces chimiques entrant dans le réacteur, pression, température, concentrations, débits et temps de séjour des phases) à l'ensemble des résultats de l'opération (taux de conversion des réactifs, nature et distribution des produits, rendements matériels et énergétiques). Suivant le point de vue auquel on se place, ces relations sont utilisées dans des sens différents. Le chercheur qui étudie une transformation s'efforce de maîtriser les conditions opératoires, la structure du réacteur et l'hydrodynamique. Dans tous les cas il est nécessaire de connaître les relations qui existent entre tous les facteurs gouvernant le fonctionnement du réacteur (FIG I.6). Tel est précisément l'objet du génie de réaction chimique.

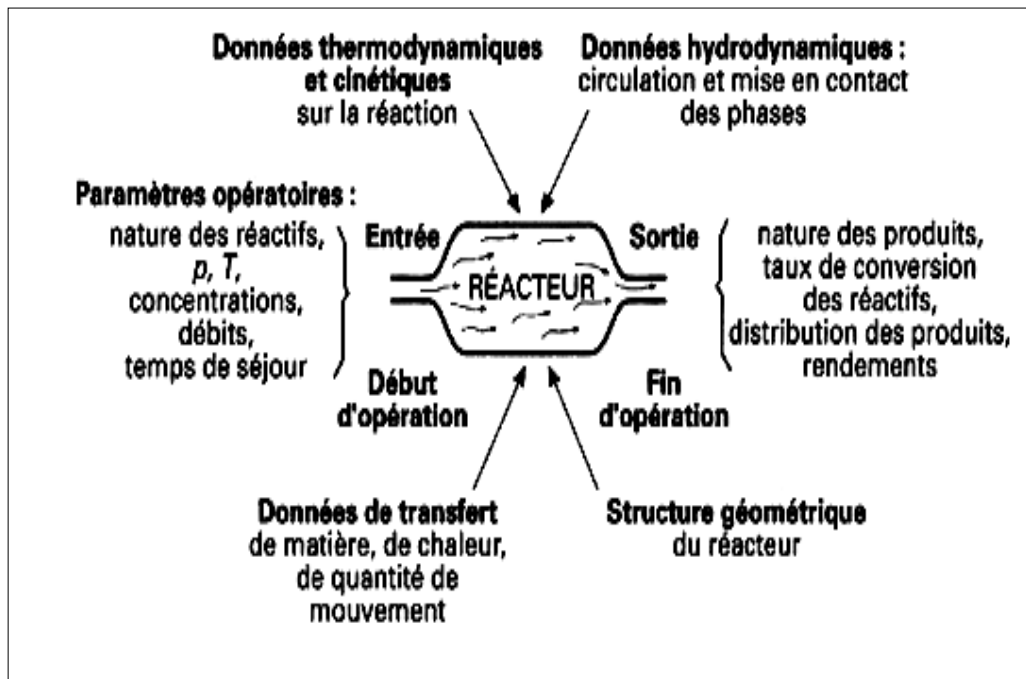


FIG. I.6. Facteurs gouvernant le fonctionnement d'un réacteur chimique [1]

I.5. Les critères de choix d'un réacteur

Pour concevoir le meilleur réacteur possible afin de réaliser une réaction donnée, il faut d'abord choisir le ou les facteurs que l'on a intérêt à étudier, qui peuvent être [8] :

- ✓ le taux de conversion d'un réactif donné.
- ✓ le rendement en produit cherché.
- ✓ la minimisation de la formation d'une impureté très difficile à séparer (pour la sécurité, l'environnement, etc.).
- ✓ la minimisation du volume global, autrement dit la maximisation de la capacité de production.
- ✓ la sécurité du fonctionnement.
- ✓ la qualité de produit obtenu.

CHAPITRE II

Réacteur a lits fluidisé

II.1. Introduction

Es lits fluidisés présentent un certain nombre de caractéristiques hydrodynamiques et de mise en contact entre phases qui les rendent potentiellement attractifs pour être le siège de réactions gaz-solides ou de réactions catalytiques hétérogènes.

Les lits fluidisés offrent plusieurs avantages, notamment leur capacité à fonctionner en systèmes ouverts ou fermés, à manipuler de grands volumes de solides et à garantir un mélange homogène. Cela permet un bon contrôle de la température ainsi qu'une iso thermie radiale et axiale optimale. De plus, les catalyseurs, avec leur taille moyenne (50-100 μm) et leur grande surface spécifique, s'adaptent bien aux conditions de fluidisation [9]

II.2. Importance de l'hydrodynamique des lits fluidisés

Certaines des principes fondamentaux sur lesquels reposent les modèles réactionnels, ainsi que les approches appropriées pour leur application dans des réacteurs de grande taille (quelques mètres) [9]

II.2.1.lois de comportement hydrodynamique dans les lits fluidisés

Lorsqu'un gaz traverse une couche de particules solides, différents régimes de fluidisation peuvent se former en fonction de la vitesse superficielle du gaz (voir FIG.II.1.)

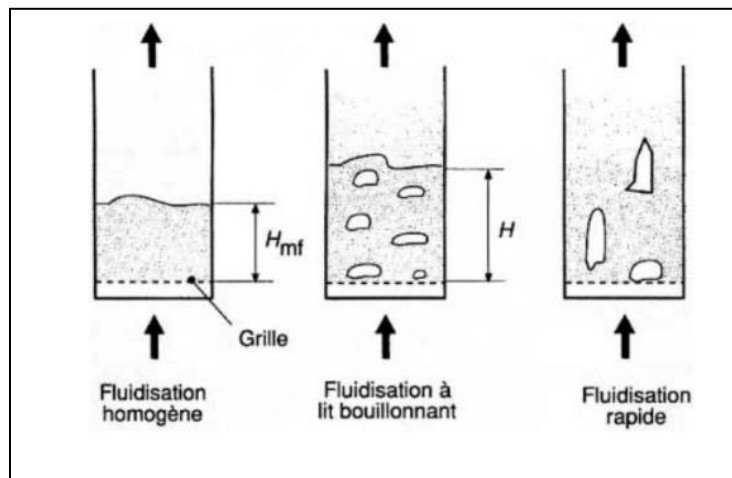


FIG.II.1 Différents régimes de fluidisation [9]

Le lit fluidisé (lit bouillonnant) se caractérise par une variation linéaire de la pression en fonction de la hauteur dans le lit.

Il est important d'identifier le régime opératoire principal avec lequel on travaille afin de modéliser correctement le réacteur et de prévoir ses performances chimiques [9]

Dans les systèmes gaz-solides, la fluidisation homogène est rare. Dès que la vitesse minimale de fluidisation (U_{mf}) est atteinte, des bulles apparaissent, grandissent, se fusionnent ou se divisent, générant une agitation intense qui confère aux lits fluidisés leurs propriétés uniques.

Il est important d'étudier les caractéristiques du contact entre la phase gazeuse et les particules solides, où les bulles transportent une quantité de particules connue sous le nom de "nuage" (FIG. II.2.a), provoquant un mouvement continu des particules dans le lit fluidisé [9]

Lit fluidisé bouillonnant est composé de trois phases (FIG II.2.a):

- une phase bulle
- une phase nuages
- une phase émulsion

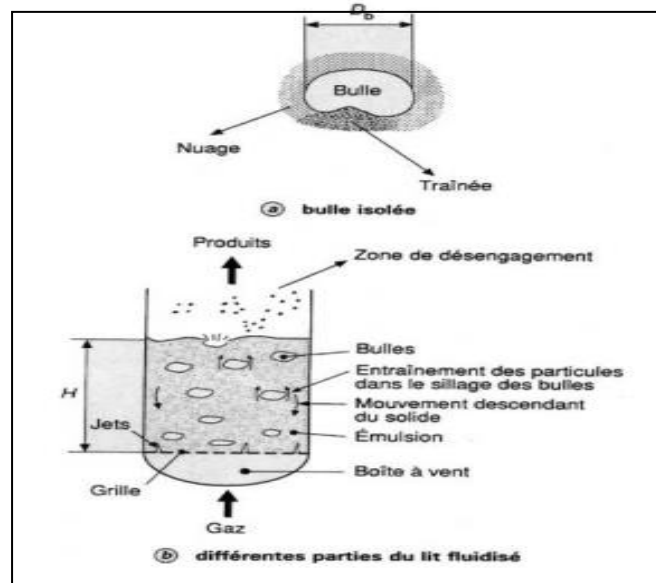


FIG .II.2.Caractéristiques d'un lit fluidise bouillonnant [9]

Remarque:

Lors de l'éclatement des bulles à la surface du lit, ce processus entraîne des particules vers la zone de désengagement (FIG II.2.b). Si cet entraînement est important, les réactions chimiques peuvent se poursuivre au-delà de la surface du lit fluidisé bouillonnant.

II.2.2 Modèle de mise en contact dans les lits bouillonnants

Au-dessus de la grille de fluidisation, il est possible d'identifier une zone où se forment et s'accélèrent les bulles (FIG II.2.b).

Le comportement de la bulle isolée a été étudié par de nombreux scientifiques, parmi lesquels Davidson et Harrison. Ces recherches nous fournissent la base pour accepter les principes suivants:

-Le débit gazeux dans la phase d'émulsion : Il est approximativement égal au débit observé lors de l'apparition des bulles, correspondant à la vitesse minimale de fluidisation (U_{mf}).

-La vitesse d'ascension des bulles : Elle dépend du diamètre des bulles (D_b) et de la vitesse du gaz dans la phase des bulles [9]

-Le transfert du gaz réactif (A) : Il passe de la phase des bulles à la phase des nuages, puis à la phase d'émulsion sous l'effet combiné de la diffusion et de la convection.

-Le flux molaire spécifique de matière m (mol/s.m²) est proportionnel au gradient de concentration de la matière réactive et s'exprime comme suit :

$$m = K_g (C_{ab} - C_{an}) \quad (1)$$

Dans les conditions opératoires des lits fluidisés industriels la vitesse de fluidisation (U) dépasse largement la vitesse minimale requise (U_{mf}).

En écrivant l'équation de continuité de la phase solide pendant son expansion, nous pouvons obtenir la relation suivante :

$$H_{mf} S (1 - \epsilon_{mf}) = H S (1 - \epsilon). \quad (2)$$

Avec S section droite du lit,

H et H_{mf} hauteurs du lit (FIG II.1)

L'équation (2) permet de calculer la porosité du lit ϵ en régime opératoire mais nécessite la connaissance de la hauteur H .

Cependant, une méthode de calcul repose sur le principe de continuité de la phase bulle [9]

Dans cette méthode, on calcule d'abord la fraction volumique du lit occupée par les bulles ϵ_b en écrivant l'égalité du débit de gaz traversant la phase bulles et du débit de gaz véhiculé par les bulles :

$$(U - U_{mf}) S = U_b \epsilon_b S$$

U_b étant la vitesse moyenne d'ascension des bulles

II.3. Technologie des réacteurs à lits fluidisés

Les conceptions des réacteurs à lits fluidisés varient en fonction du type de matériau solide, de la vitesse de fonctionnement et de la nature de la réaction [9]

II.3.1. Classification des réacteurs:

Ils peuvent être pratiquement classés en trois catégories

II.3.1.1. Réacteur à lit bouillonnant et à foyer unique

Les réacteurs à lit bouillonnant mono étage sont couramment utilisés dans les réactions catalytiques, le traitement des minerais et la régénération des solides [9]

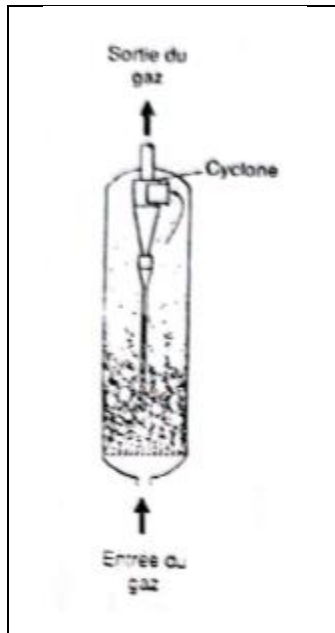


FIG. II.3. Lit bouillonnant à foyer unique [9]

II.3.1.2. Réacteur à lit bouillonnant multi étage

Les réacteurs multiétages permettent d'obtenir une meilleure distribution des temps de séjour aussi bien pour le gaz que pour le solide et offrent une possibilité d'échange de chaleur entre deux étages successifs [9]

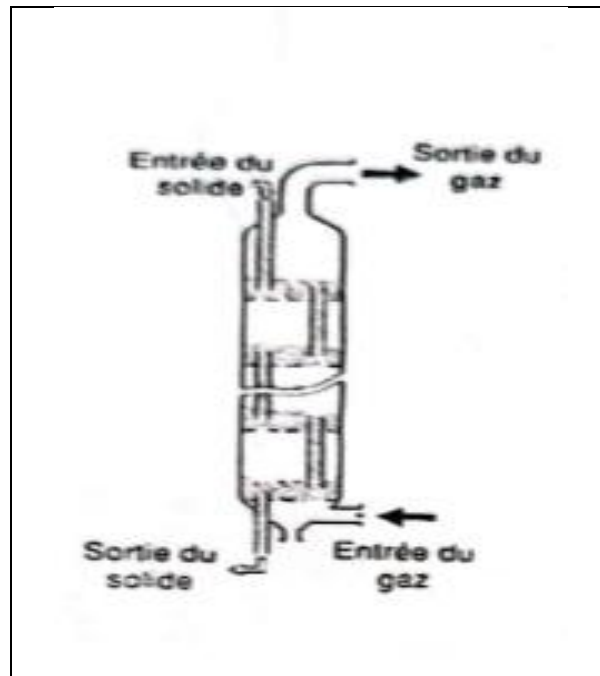


FIG. II.4. Lit bouillonnant multiétage [9]

II.3.1.3. Réacteur à lit circulant

Les réacteurs à lits circulants se distinguent par des vitesses de fonctionnement très élevées, mais rencontrent des défis tels que l'usure des pièces, la difficulté de contrôle de la température et du débit des solides, ainsi que des problèmes d'obstruction dans le conduit de retour [9]

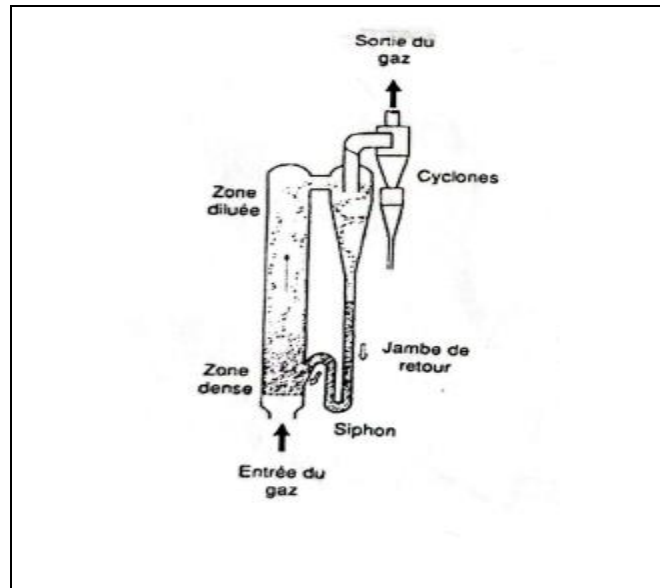


FIG. II.5 lit circulant à Fluidisation rapide [9]

II.3.2. Exemples les plus connus de réacteurs à lit bouillonnant

Production d'acrylonitrile : Une réaction catalytique produisant une grande quantité de chaleur, avec l'utilisation de séparateurs cycloniques et de tubes d'échange thermique pour maintenir la stabilité thermique (FIG. II. 6) La réaction principale est la suivante :

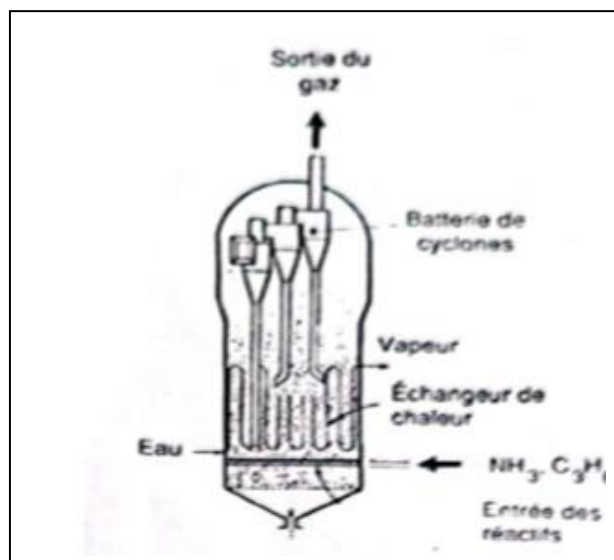
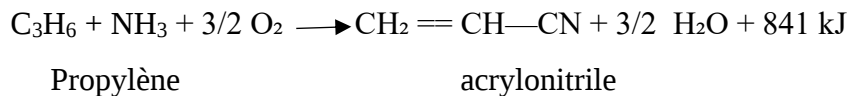
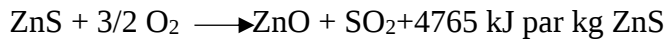


FIG. II.6. Réacteur du procédé Sohio de protection d'acrylonitrile [9]

Un autre procédé typique utilisant ce type de réacteurs est celui du traitement du sulfure de zinc est un procédé d'oxydation à haute température et à basse pression, utilisant des matériaux résistants à la chaleur.

Le mécanisme réactionnel de la conversion du minerai correspond à la réaction d'oxydation suivante :



Dans l'exemple de la (FIG II.7), qui correspond à un réacteur du type Lurgi, on distingue la boîte de distribution d'air (appelée boîte à vent), de forme conique, et un distributeur de gaz équipé de tuyères.

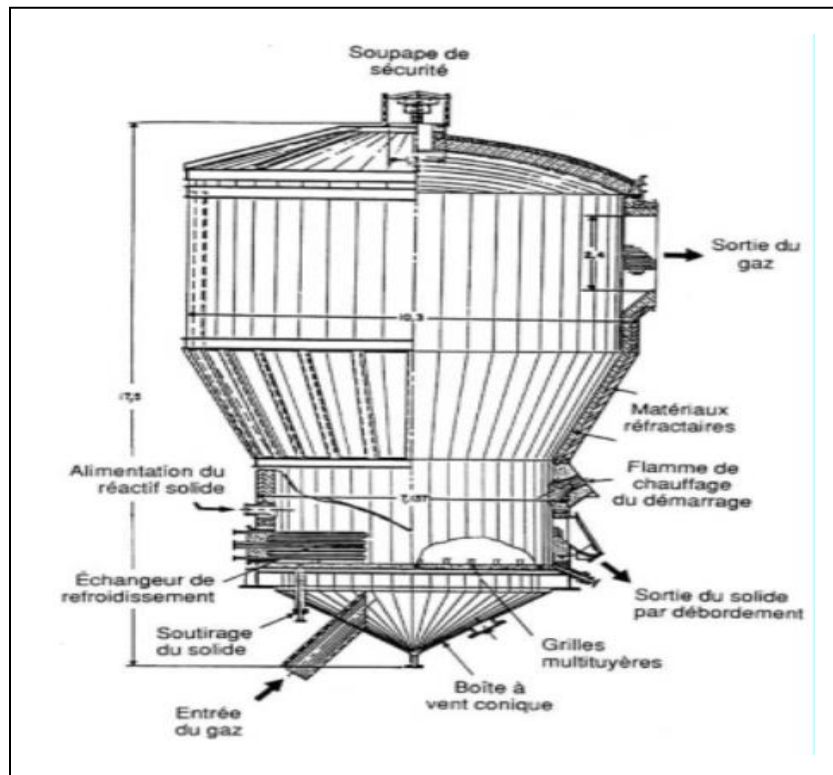


FIG.II.7.Réacteur à lit fluidisé du type lurgi utilisés pour le traitement de zinc [9]

Certaines opérations utilisées pour le traitement des solides consommables incluent :

- La combustion du charbon à l'aide de procédés tels que Winkler, Babcock et U-gas.
- La calcination des carbonates.
- La réduction des minerais de fer.

Ces procédés privilégient l'utilisation des lits multiétages et des lits circulants pour leur efficacité [9]

CHAPITRE III

***Présentation du procédé étudié
et des résultats de la simulation***

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 utilisé 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 à lit fluidisé catalytique qui est le siège de l'oxydation catalytique du gaz ammoniac (NH_3) qui constitue une première étape entrant dans la fabrication de l'acide nitrique (HNO_3). La réaction est assimilée à une réaction du premier ordre.



La phase gaz contenant le réactif possède un mouvement ascendant. Le courant gazeux traverse le réacteur avec un débit volumique à l'entrée Q_e , et un débit volumique à la sortie Q_s . Le réacteur est caractérisé essentiellement par la hauteur minimale de fluidisation (H_{mf}) et par la hauteur opératoire de fluidisation (H) (FIG III.1).

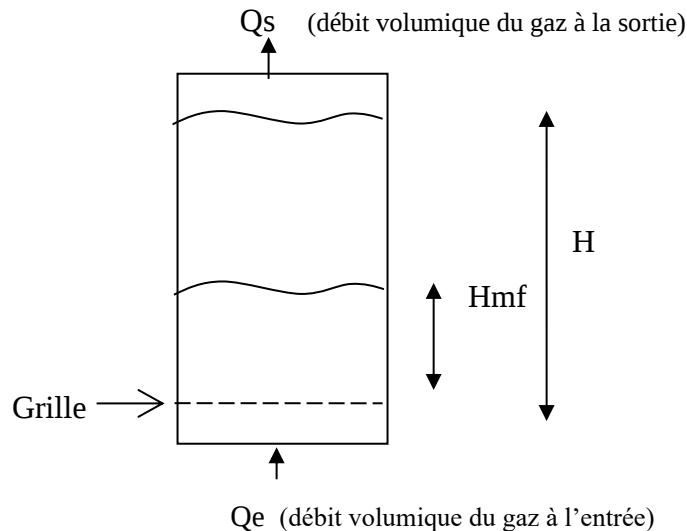


FIG III .1 Schéma simplifié du procédé étudié (lit fluidisé catalytique) [9]

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

Le modèle mathématique du procédé selon le modèle de Kunii et Levenspiel se résume aux équations algébriques suivantes [9] :

$Ar = [((d_p)^3) * g * \rho_g * (\rho_p - \rho_g)] / (\mu_g^2)$	(Nombre d'Archimède)
$U_{mf} = (\mu_g / (\rho_g * d_p)) * ((33.7)^2 + 0.0408 * Ar)^{0.5} - 33.7$	(vitesses minimale de fluidisation)
$D_b = (0.54 * (U - U_{mf})^{0.4}) * ((z + 4 * So^{0.5})^{0.8}) * g^{-0.2}$	(diamètre moyen des bulles)
$U_b = 0.71 * (g * D_b)^{0.5} + U - U_{mf}$	(vitesse ascensionnelles des bulles)
$\varepsilon_b = (U - U_{mf}) / U_b$	(fraction volumique occupée par les bulles)
$\varepsilon = 1 - (1 - \varepsilon_b) * (1 - \varepsilon_{mf})$	(porosité du lit fluidisé)
$H = H_{mf} * (1 - \varepsilon_{mf}) / (1 - \varepsilon)$	(Hauteur opératoire du lit fluidisé)
$\alpha = 0.25$	(constante du modèle de Kunii -Levenspiel)
$\gamma_b = 0.001$	(volume de catalyseur en phase bulles par unité de volume des bulles)
$\gamma_n = (1 - \varepsilon_{mf}) * ((3 * U_{mf} / \varepsilon_{mf}) / (U_b - U_{mf} / \varepsilon_{mf})) + \alpha$	(volume de catalyseur en phase nuage par unité de volume des bulles)
$\gamma_e = ((1 - \varepsilon) / \varepsilon_b) - \gamma_n - \gamma_b$	(volume de catalyseur en phase émulsion par unité de volume des bulles)
$K_{bn} = (4.5 * U_{mf} / D_b) + ((5.85 * (D_1^{0.5}) * (g^{0.25})) / (D_b^{1.25}))$	(coefficient de transfert de matière de la phase bulles à la phase nuage)
$K_{ne} = 6.78 * ((\varepsilon_{mf} * D_1 * U_b / (D_b^3)))^{0.5}$	(coefficient de transfert de matière de la phase nuages à la phase émulsion)
$K_R = K_C / (1 - \varepsilon_{mf})$	(constante cinétique par rapport au volume de catalyseur)
$Som K_{ne} K_R = (1 / K_{ne}) + (1 / (\gamma_e * K_R))$	(somme des inverses de K_{ne} et K_R)
$Som2 = \gamma_n * K_R + (1 / Som K_{ne} K_R)$	
$Som3 = (1 / K_{bn}) + (1 / Som2)$	
$K_T = \gamma_b * K_R + (1 / Som3)$	(constante globale de conversion)
$X_{KL} = 1 - \exp(-K_T * H / U_b)$	(taux de conversion selon le modèle de Kunii et Levenspiel)

Les hypothèses suivantes ont été adoptées lors de la résolution du modèle mathématique [9]:

- Le débit volumique total gazeux reste constant ($Q_e = Q_s$).
- Température constante dans le réacteur (processus isotherme).
- Pas de perte de charge de la phase gaz à travers le réacteur.

La résolution des équations algébrique du modèle mathématique du procédé permet d'obtenir le taux de conversion du réactif principal à la sortie du réacteur, X_{KL} , selon le modèle de Kunii-Levenspiel, en fonction des principaux paramètres opératoires. Ces paramètres sont :

- diamètre du réacteur D ;
- le débit volumique total du gaz traversant le réacteur Q_e ;
- diamètre des particules catalytiques d_p ;
- hauteur minimale de fluidisation H_{mf} ;
- porosité du lit catalytique au minimum de la vitesse de fluidisation ε_{mf} .

III.3 Algorithme utilisé dans la simulation

L'algorithme utilisé dans la simulation se résume par les étapes suivantes :

Étape I : initialisation des paramètres [9]

$g = 10 \text{ m/s}^2$	(accélération de la pesanteur)
$D = 0.1 \text{ m}$	(diamètre du réacteur)
$S = (\pi/4)*(D^2) = 7.85 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2$	(section droite du réacteur)
$H_{mf} = 0.58 \text{ m}$	(hauteur minimale de fluidisation)
$z = H_{mf}/3 = 0.19 \text{ m}$	(hauteur du lit catalytique par rapport à la grille de fluidisation)
$\varepsilon_{mf} = 0.45$	(porosité du lit catalytique au minimum de fluidisation)
$\rho_p = 1000 \text{ kg/m}^3$	(masse volumique moyenne des particules catalytiques)
$\rho_g = 0.7 \text{ kg/m}^3$	(masse volumique moyenne de la phase gaz)
$Q_e = 1e-3 \text{ m}^3/\text{s}$	(débit volumique du gaz)
$U = Q/S = 0.13 \text{ m/s}$	(vitesse superficielle du gaz)
$d_p = 0.2e-3 \text{ m}$	(diamètre moyen des particules catalytiques)
$\mu_g = 3e-5 \text{ Pa.s}$	(viscosité dynamique du gaz)
$D_1 = 7e-5 \text{ m}^2/\text{s}$	(coefficient de diffusion du réactif dans la phase gaz)
$K_c = 0.0446 \text{ s}^{-1}$	(constante cinétique par rapport à l'unité de volume de l'émulsion)
$K_r = K_c/(1 - \varepsilon_{mf}) = 8.1 \cdot 10^{-2} \text{ s}^{-1}$	(constante cinétique par rapport au volume du catalyseur)
$D_t = 1000$	(nombre de trous par m^2 de surface de la grille)
$So = 1/D_t$	
$\alpha = 0.25$	(constante relative au modèle de Kuni-Levenspeil)
$\gamma_b = 0.001$	(volume du catalyseur en phase bulles par unité de volume des bulles)
$H = 0.67 \text{ m}$	(hauteur du lit fluidisé)

Étape II : calcul du taux de conversion X_{KL} , à la sortie du réacteur, en faisant varier les paramètres opératoires : D , Q_e , d_p , H_{mf} et ε_{mf} et en utilisant le logiciel Matlab.

$$\begin{aligned}
 Ar &= [((d_p)^3) * g * \rho_g * (\rho_p - \rho_g)] / \mu_g^2 \\
 U_{mf} &= (\mu_g / (\rho_g * d_p)) * [(33.7)^2 + 0.0408 * Ar]^{0.5} - 33.7 \\
 D_b &= [0.54 * (U - U_{mf})^{0.4}] * [(z + 4 * So^{0.5})^{0.8}] * g^{-0.2} \\
 U_b &= 0.71 * (g * D_b)^{0.5} + U - U_{mf} \\
 \varepsilon_b &= (U - U_{mf}) / U_b \\
 \varepsilon &= 1 - [(1 - \varepsilon_b) * (1 - \varepsilon_{mf})] \\
 H &= H_{mf} * (1 - \varepsilon_{mf}) / (1 - \varepsilon) \\
 \alpha &= 0.25 \\
 \gamma_b &= 0.001 \\
 \gamma_n &= (1 - \varepsilon_{mf}) * [(3 * U_{mf} / \varepsilon_{mf}) / (U_b - U_{mf} / \varepsilon_{mf}) + \alpha] \\
 \gamma_e &= [(1 - \varepsilon) / \varepsilon_b] - \gamma_n - \gamma_b \\
 K_{bn} &= (4.5 * U_{mf} / D_b) + [(5.85 * (D_1^{0.5}) * (g^{0.25})) / (D_b^{1.25})] \\
 K_{ne} &= 6.78 * [(\varepsilon_{mf} * D_1 * U_b / (D_b^3))]^{0.5} \\
 K_R &= K_c / (1 - \varepsilon_{mf}) \\
 \text{Som} K_{ne} K_R &= (1 / K_{ne}) + (1 / (\gamma_e * K_R))
 \end{aligned}$$

$$\text{Som2} = \gamma_n * K_R + (1 / \text{SomK}_{ne} K_R)$$

$$\text{Som3} = (1 / K_{bn}) + (1 / \text{Som2})$$

$$K_T = \gamma_b * K_R + (1 / \text{Som3})$$

$$X_{KL} = 1 - \exp(-K_T * H / U_b)$$

Étape III : Affichage des résultats : $X_{KL} = f(D)$ pour différentes valeurs de : Q_e , d_p , H_{mf} et ε_{mf}

III.4. Taux de conversion (X_{KL}) en fonction du diamètre du réacteur pour différentes valeurs du débit volumique (Q_e) de la phase gaz

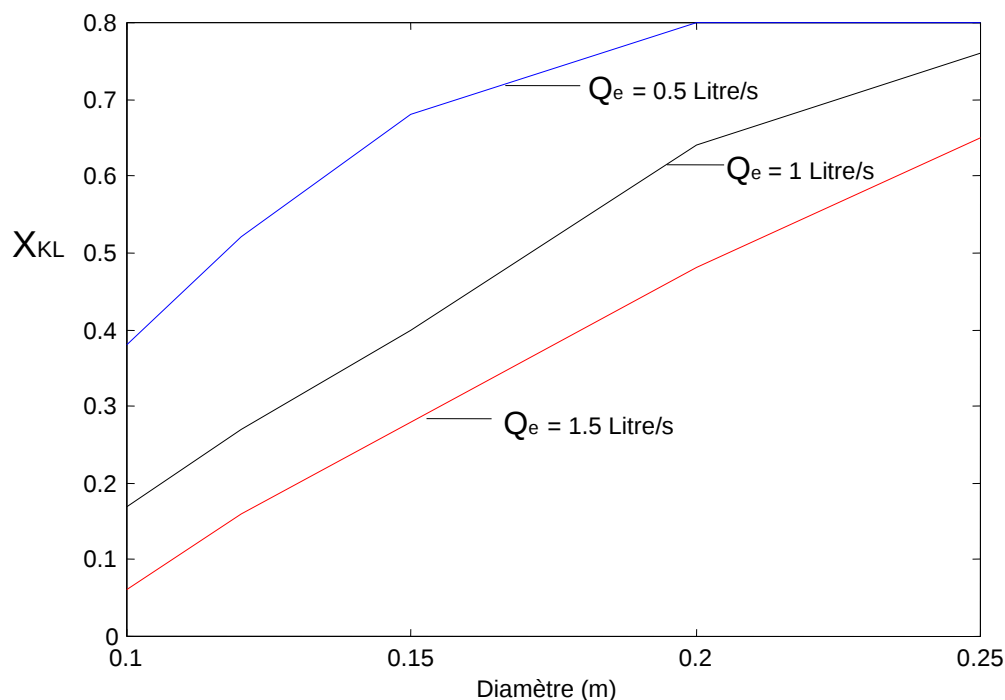


FIG III.2. Taux de conversion (X_{KL}) en fonction du diamètre du réacteur pour différentes valeurs du débit volumique (Q_e) de la phase gaz.

La FIG III.2 montre que pour une valeur donnée du débit volumique, le taux de conversion du réactif augmente en fonction du diamètre du réacteur. La FIG III.2 montre également que pour une valeur fixée du diamètre du réacteur, le taux de conversion augmente si le débit volumique du gaz diminue. Cet effet s'explique par l'augmentation du temps de séjour du réactif dans le réacteur et conséquemment de l'accroissement du transfert de matière à l'interface gaz-solide catalytique. Donc, pour une valeur fixe du diamètre du réacteur, si on désire augmenter le taux de conversion du réactif, il faudrait diminuer autant que possible le débit volumique de la phase gaz.

III.5. Taux de conversion (X_{KL}) en fonction du diamètre du réacteur pour différentes valeurs du diamètre moyen (d_p) des particules catalytiques

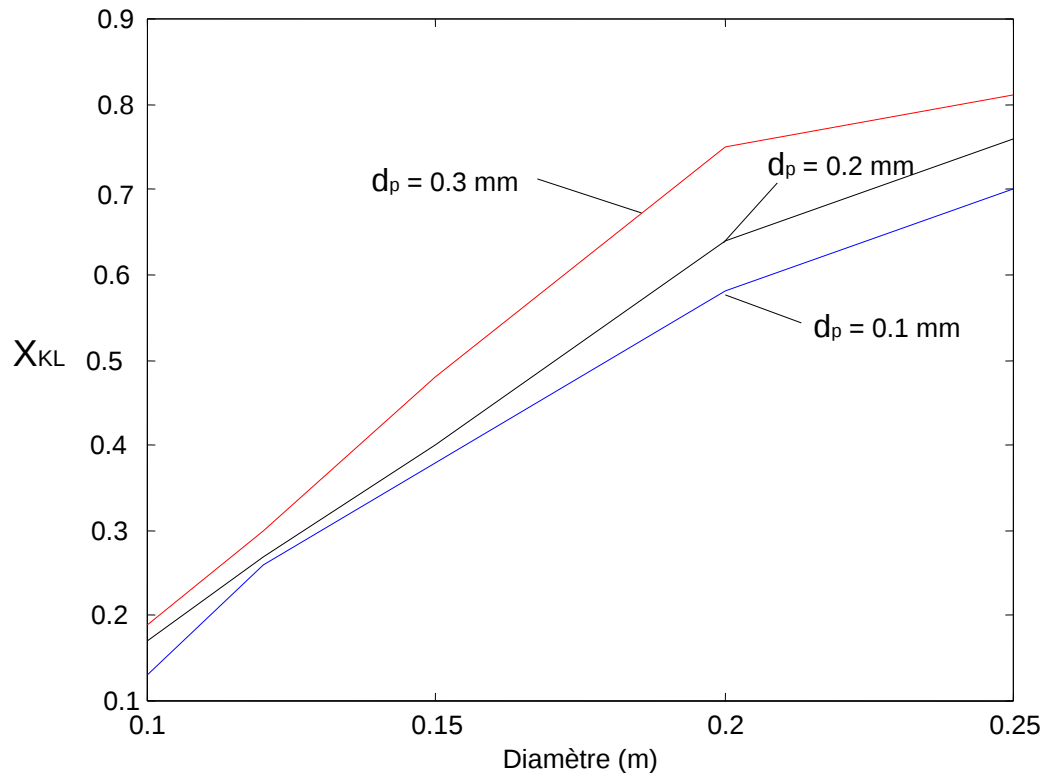


FIG III.2. Taux de conversion (X_{KL}) en fonction du diamètre du réacteur pour différentes valeurs du diamètre moyen (d_p) des particules catalytiques

La FIG III.2 montre que pour une valeur donnée du diamètre moyen des particules catalytiques (d_p), le taux de conversion du réactif augmente en fonction du diamètre du réacteur. La FIG III.2 montre également que pour une valeur fixée du diamètre du réacteur, le taux de conversion augmente si le diamètre moyen des particules augmente. Cet effet s'explique par l'augmentation de la diffusion du réactif dans les pores des particules catalytiques et donc de l'accroissement du transfert de matière gaz-solide catalytique. Ce dernier effet est plus important aux faibles valeurs du diamètre du réacteur. Donc, pour une valeur fixe du diamètre du réacteur, si on désire augmenter le taux de conversion du réactif, il faudrait augmenter autant que possible le diamètre moyen des particules catalytiques.

III.6. Taux de conversion (X_{KL}) en fonction du diamètre du réacteur pour différentes valeurs de la hauteur minimale de fluidisation (H_{mf})

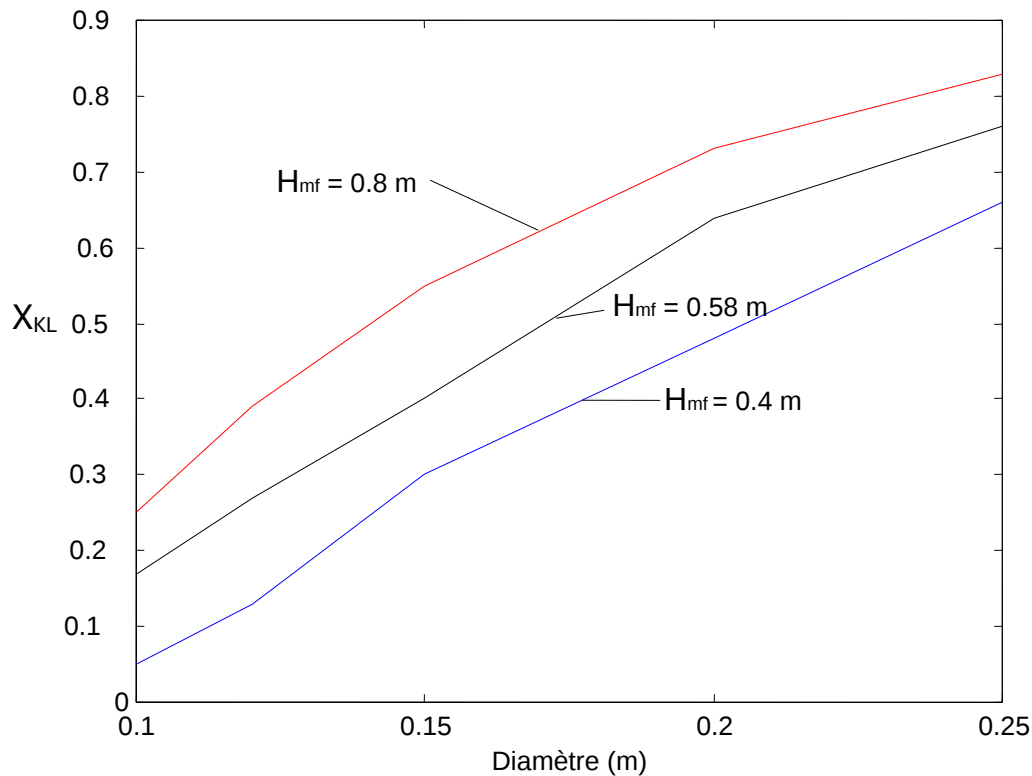


FIG III.3. Taux de conversion (X_{KL}) en fonction du diamètre du réacteur pour différentes valeurs de la hauteur minimale de fluidisation (H_{mf}).

La FIG III.3 montre que pour une valeur constante de la hauteur minimale de fluidisation (H_{mf}), le taux de conversion du réactif augmente en fonction du diamètre du réacteur. La FIG III.2 montre également que pour une valeur fixée du diamètre du réacteur, le taux de conversion augmente si la hauteur minimale de fluidisation augmente. Cet effet s'explique par l'augmentation du temps de séjour ou transit du réactif dans le réacteur. Ce dernier effet est semblable plus important aux grandes valeurs du diamètre du réacteur.

En conséquence, pour une valeur fixe du diamètre du réacteur, si on désire augmenter le taux de conversion du réactif, il faudrait augmenter autant que possible la hauteur minimale de fluidisation (H_{mf}).

III.7. Taux de conversion (X_{KL}) en fonction du diamètre du réacteur pour différentes valeurs de la porosité du lit fluidisé (ϵ_{mf}) correspondante au minimum de fluidisation

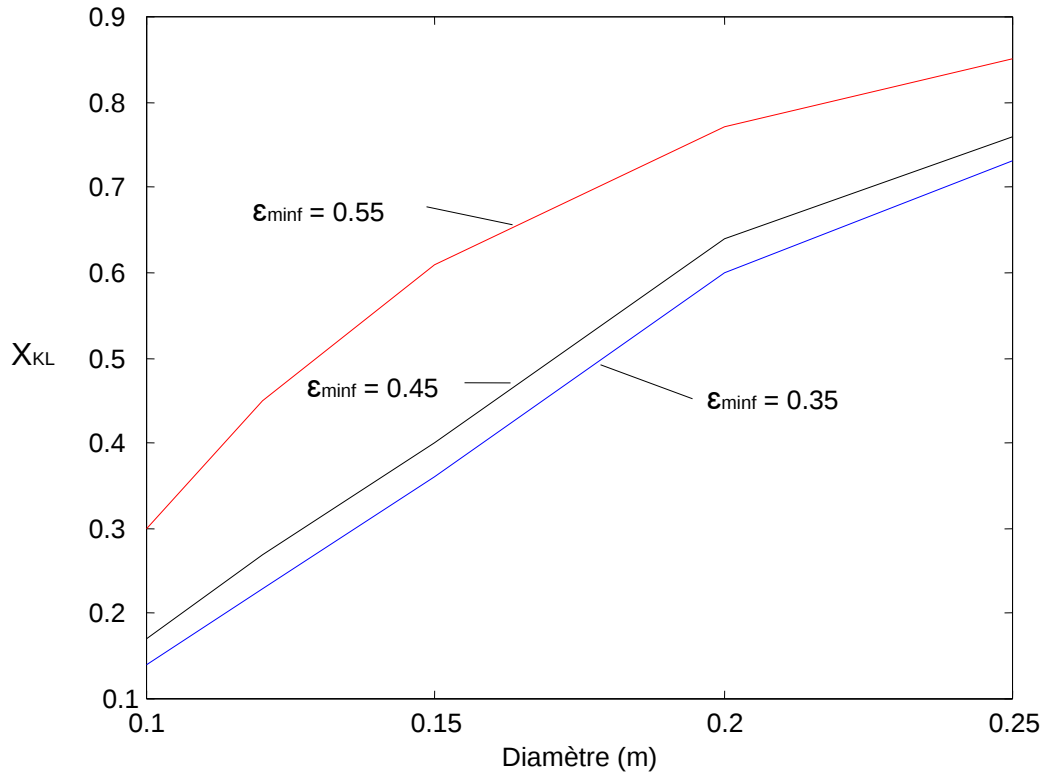


FIG III.4. Taux de conversion (X_{KL}) en fonction du diamètre du réacteur pour différentes valeurs de la porosité au minimum de fluidisation (ϵ_{mf}).

La FIG III.4 montre que pour une valeur constante de la porosité au minimum de fluidisation (ϵ_{mf}), le taux de conversion du réactif augmente en fonction du diamètre du réacteur. La FIG III.4 montre aussi que pour une valeur fixée du diamètre du réacteur, le taux de conversion augmente si la porosité au minimum de fluidisation augmente. Cet effet s'explique par l'augmentation de la fraction volumique occupée par les particules catalytiques d'où l'augmentation des sites réactionnels actifs contenus dans les pores de ces particules.. Cet effet semble plus important aux grandes valeurs du diamètre du réacteur.

En conséquence, pour une valeur fixe du diamètre du réacteur, si on désire augmenter le taux de conversion du réactif, il faudrait augmenter autant que possible la porosité au minimum de fluidisation (ϵ_{mf}).

CONCLUSION GÉNÉRALE

Dans ce travail on a simulé le fonctionnement d'un réacteur à lit fluidisé catalytique. Ce réacteur est le siège d'une réaction gaz-solide catalytique ayant pour but d'oxyder le gaz ammoniac (NH_3) dans le but de produire l'acide nitrique (HNO_3). 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 réactif principal (NH_3) serait optimal (maximal) en faisant varier plusieurs paramètres opératoires, à savoir :

- le débit volumique total de la phase gaz traversant le réacteur Q_e ;
- le diamètre moyen des particules catalytiques d_p ;
- la hauteur minimale de fluidisation H_{mf} ;
- la porosité du lit catalytique au minimum de la fluidisation ϵ_{mf} .

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

- Le taux de conversion du réactif est maximale pour des valeurs élevées du diamètre du réacteur (D) et cela pour une valeur fixée des paramètres : Q_e , d_p , H_{mf} , et ϵ_{mf}

- Pour une valeur donnée du diamètre du réacteur, le taux de conversion du réactif augmente si le débit volumique du gaz (Q_e) diminue. Donc si on veut maximaliser le taux de conversion, on doit diminuer autant que possible le débit volumique du gaz.

- Pour une valeur donnée du diamètre du réacteur, le taux de conversion du réactif augmente si le diamètre moyen des particules catalytiques (d_p) augmente ; Donc si on veut maximaliser le taux de conversion, on doit augmenter autant que possible le diamètre moyen des particules catalytiques.

- Pour une valeur donnée du diamètre du réacteur, le taux de conversion du réactif augmente si la hauteur minimale de fluidisation (H_{mf}) augmente. Donc si on veut maximaliser le taux de conversion, on doit augmenter autant que possible la hauteur minimale de fluidisation.

- Pour une valeur donnée du diamètre du réacteur, le taux de conversion réactif augmente si la porosité du lit catalytique au minimum de la fluidisation (ϵ_{mf}) augmente. Donc si on veut maximaliser le taux de conversion, on doit augmenter autant que possible la porosité du lit catalytique au minimum de la fluidisation.

Références bibliographiques

Références bibliographiques

- [1] J. VILLERMAUX, Génie de la réaction chimique conception et fonctionnement des réacteurs, Paris, 2^{me} édition, 1993, p 71.
- [2] PIEERE TRAMBOUZE, les réacteurs chimiques (conception / calcul / mise en œuvre) IFP, 1984, p 36 .
- [3] E. KOLLER, Aide-Mémoire Génie Chimique, Paris, Dunod, 3^{ème} édition, 2009, p 546 .
- [4] D.RONZE, Introduction au génie des procédés. Tec & Doc, Paris, 2008, p 286 .
- [5] L.JIMMY, H.UMPHREY, E.GEORGE, KELER II, Procédés de séparation Techniques, sélection dimensionnement, Dunod, Paris, 2001.
- [6] P.BACHMAN, P.TISOT, Précise de génie chimique. Librairie de l'université George et Cie. S.A. Genève, 1981 .
- [7] J.LIETO, Le génie chimique a l'usage des chimistes, Tec & Doc Lavoisier, Paris, 1998 .
- [8] P.WUITHIER, Le pétrole, raffinage et génie chimique. IFP. 2^{ème} Editions, TOME 1 ,Paris 1972, p.545.
- [9] K. SHAKOURZADEH, Calcul des réacteurs à lits fluidisés, Techniques de l'ingénieur, J4100, 1-15.