

UNIVERSITÉ DE OUARGLA

Faculté Des Sciences Et Des Sciences De L'ingénieur
Département des sciences de l'ingénieur



Mémoire de Fin d'étude

En vue de l'obtention du diplôme
D'ingénieur d'état en Génie des procédés
Option : Génie chimique

Présenté par

- GHERBI Bachir
- TLIBA Ali

THEME

*Modélisation de l'hydrodynamique
d'un lit fluidisé
Gaz-Solide*

Soutenu publiquement le 28/06/2003 devant le jury :

Mr. KORICHI Mourad	M.A.C.C	U.Ouargla	Président
Mr. SEKKOUTI Nadir	M.A.C.C	U.Ouargla	Examineur
Mr. BABI Youcef	M.A.	U.Ouargla	Examineur
Mr. DOUNIT Salah	M.A.	U.Ouargla	Rapporteur

Année Universitaire :2002/2003

UNIVERSITÉ DE OUARGLA

Faculté Des Sciences Et Des Sciences De L'ingénieur
Département des sciences de l'ingénieur



Mémoire de Fin d'étude

En vue de l'obtention du diplôme
D'ingénieur d'état en Génie des procédés
Option : Génie chimique

Présenté par

- GHERBI Bachir
- TLIBA Ali

THEME

*Modélisation de l'hydrodynamique
d'un lit fluidisé
Gaz-Solide*

Soutenu publiquement le 28/06/2003 devant le jury :

Mr. KORICHI Mourad	M.A.C.C	U.Ouargla	Président
Mr. SEKKOUTI Nadir	M.A.C.C	U.Ouargla	Examineur
Mr. BABI Youcef	M.A.	U.Ouargla	Examineur
Mr. DOUNIT Salah	M.A.	U.Ouargla	Rapporteur

Année Universitaire :2002/2003

بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ
بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ
بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ

وَالصَّلَاةَ وَالزَّكَاةَ
وَالصَّلَاةَ وَالزَّكَاةَ
وَالصَّلَاةَ وَالزَّكَاةَ

وَالصَّلَاةَ وَالزَّكَاةَ
وَالصَّلَاةَ وَالزَّكَاةَ
وَالصَّلَاةَ وَالزَّكَاةَ

DÉDICACE

Je dédie ce modeste travail :

A mes chères parants.

A mes frères et sœurs.

A toute ma famille.

A tous mes amis.

A tous ceux qui me sont chères.

A toute la promotion chimie industrielle. 2002-2003

Ali

Dédicace

Je dédie ce modeste travail :

A mes chères parants.

A mon frère(Djillani) et mes sœurs.

A toute ma famille.

A tous mes amis.

A tous ceux qui me sont chères.

A toute la promotion chimie industrielle. 2002-2003

Bachir

Remerciements

Ce travail n'aurait jamais vu la lumière sans l'aide considérable de notre encadreur « Dr. DOUNIT Salah », qui n'a épargné aucun effort pour nous aider et nous diriger le long de ce travail, et pour cela nous le remercierons beaucoup.

Merci monsieur.

Nous exprimons nos remerciements et notre respectueuse salutations à tous les enseignants, et à toute l'administration de département de Génie des procédés, et d'université de Ouargla.

Nous avons également l'honneur de remercier :

- Mr. KORICHI Mourad
- Mr. SALOUBA Med Djilani.
- Mr. IBARRI Nassim.
- Mr. CHETIOUI Taher.
- Mr. SAIDAT Mustapha.
- Les travailleurs de la bibliothèque de l'université de Ouargla.

Ali et Bachir

Liste des tableaux

Tableau		Page
I-1	Quelques corrélations de vitesse minimale de fluidisation.	10
I-2	Tableau récapitulatif des principales propriétés des bulles .	16
II-1	Variables du modèle de Orcutt et Davidson et résolution Pour différents type de cinétique .	25
II-2	Equations du modèle de Werther pour une réaction catalytique d'ordre 1.	35
III-1	Calcul de la vitesse minimale de fluidisation par les différentes corrélations .	47

Liste des figures

Figures		Pages
I-1	Schéma du diagramme de la perte de charge subie par le gaz en fonction de sa vitesse Superficielle .	4
I-2	Classification de Geldart des poudres selon leurs propriétés physiques .	6
I-3	Les principales étapes à travers les quelles appartenant à chacune des classes.	8
I-4	Comportement hydrodynamique du lit dans la zone du distributeur (a) plaque perforée , (b) plaque poreuse .	12
I-5	Mouvements du gaz autour des bulles pour différentes valeurs du rapport α .	17
I-6	Représentation schématique du cone de Werther .	18
I-7	Resultats typiques représentant la variation de la vitesse du gaz de l'amplitude des fluctiations des pertes de charge en fonction de la vitesse du gaz .	21
II-1	Représentation shématique de la forme des bulles decrite par Partridge et Rowe .	27
II-2	Modèle de Werther avec profil de concentration à l'interface bulle-émulsion .	36
II-3	Choix du modèle pour différents systèmes réactionnels .	37
II-4	Représentation schématique du modèle d'assemblage de bulles .	39
III-1	Organigramme représentant la structure du programme de calcule.	45
III-2	Dimètre de bulle en fonction de la hauteur par rapport au distributeur (corrélacion de Mori et Wen) .	48
III-3	Diamètre de bulle en fonction de la hauteur par rapport au distributeur (corrélacion de Kobayashi).	48
III-4	Vitesse d'ascension de bulle en fonction de la hauteur par rapport au distributeur .	50

III-5	Flux de matière échange entre la phase bulle et la phase émulsion par unite de volume de la phase bulle en fonction de la hauteur .	51
III-6	Rapport entre la vitesse d'ascension de bulle et la vitesse interstitielle en fonction de la hauteur .	53
III-7	Volume de bulle en fonction de la hauteur .	54
III-8	Volume d'émulsion en fonction de la hauteur .	54
III-9	Hauteur de lit expanse en fonction du rapport entre la vitesse du gaz et la vitesse minimale de fluidisation.	55
III-10	Fraction volumique de lit occpée par les bulles en fonction de rapport entre la Vitesse du gaz et la vitesse minimale de fluidisation.	57

Nomenclature

Symbole	unité	Définition
$Ar=Ga$		Nombre d'archimède ($Ar=Ga=(d_p)^3 \cdot (g/\mu^2) \cdot (\rho_p - \rho_g) \cdot \rho_g$)
D_b	m	Diamètre moyen des bulles
D_{bmax}	m	Diamètre maximal des bulles
D_r	m	Diamètre de Réacteur
D_{or}	m	Diamètre des orifices de la grille
D_p	m	Taille moyenne des particules
g	9.81 m/s^2	Accélération due à la pesanteur
H_j	m	Hauteur des jets
H_{mf}	m	Hauteur du lit au minimum de fluidisation
S_r	m^2	Section droite du réacteur
U_g	m/s	Vitesse de fluidisation (débit volumique/section du réacteur)
U_b	m/s	Vitesse moyenne d'ascension des bulles
U_{mf}	m/s	Vitesse minimale de fluidisation
U_{or}	m/s	Vitesse de passage du gaz à travers la grille
U_t	m/s	Vitesse terminale de chute libre des particules
Z	m	Hauteur par rapport à la grille de fluidisation
ε		Porosité du lit
ε_{mf}		Porosité au minimum de fluidisation
P_g	kg/m^3	Masse volumique du gaz
ρ_p	kg/m^3	Masse volumique des particules
n_{or}		Nombre des orifices de la grille
Re_p		Reynolds de particules $Re_p = (\rho_g \cdot U_g \cdot d_p) / \mu_g$
Re_{mf}		Reynolds au minimum de fluidisation
μ_g	pa.s	Viscosité du gaz
Δp	atm	La perte de charge subie par le gaz
U_g ou U_c	m/s	Vitesse superficielle du gaz
φ_s	Kg/m^3	Masse volumique de solide
C_d		Coefficient de trainé
S_0	m^2	Section du lit divisé par le nombre de trous de la grille
\emptyset		Facteur de spherisite
d_{bo}	m	Diamètre de bulle au niveau de distributeur
L_j	m	Distance séparant les jets au niveau de la grille de fluidisation
$U_{b\infty}$	m/s	Vitesse relative d'ascension d'une bulle isolée
U_i	m/s	Vitesse interstitielle du gaz
α		Rapport entre $U_{b\infty}$ et U_i
f_w		Fraction volumique du sillage dans les bulles
K_p	s^{-1}	Coefficient de transfert des particules entre le sillage des bulles et la phase émulsion
d'_p	m	Diamètre de la sphère englobant la bulle et son sillage
U_k	m/s	Vitesse limite du gaz

C_{Ab}	mol/m^3	Concentration du réactif dans la phase bulles
C_{Ae}	mol/m^3	Concentration du réactif dans la phase émulsion
K_g	m/s	Coefficient de transfert de matière de la phase bulles à la phase émulsion
a_b	M^2/m^3	Aire interfaciale d'une bulle divisé par son volume
ε_b		Fraction volumique occupée par les bulles
C_{Ai}	Mol/m^3	Concentration initiale du réactif
K_R	s^{-1}	Constante cinétique par rapport au volume du catalyseur
β		Fraction du gaz passant dans la phase bulles
D	m^2/s	Coefficient de diffusion du réactif
K'		Constante réactionnelle adimensionnelle
V_A	mol/s.kg	Vitesse de la réaction chimique de catalyseur
d_{eq}	m	Diamètre de la bulle sphérique ayant le même volume que la bulle réelle
d_{bm}	m	Diamètre maximal de bulle
U_b	m/s	Vitesse d'ascension d'un chaplet des bulles
Q	m^3/s	Débit du gaz traversant une bulle
V'_{cp}	m^3	Volume de sillage entourant la bulle vide
V'_b	m^3	Volume de la bulle vide de solide
H	m	Hauteur du lit
U_p	m/s	Vitesse d'ascension de piston
D_G	m^2/s	Coefficient de diffusion moléculaire
m_s	kg	Masse de solide
m_g	kg	Masse du gaz
C_A	mol/m^3	Concentration du réactif A à la surface du lit
X_A		Taux de conversion du fluide (réactif)
N_k		Nombre d'unités de transfert de matière
D_G		Coefficient global de transfert entre les bulles et l'émulsion
A_c	m^2	Surface du lit traversé par le nuage
Q_b	m^3/s	Flux gazeux qui traverse le lit sous forme de bulles
Sh_c		Nombre de Sherwood
K_{bc}	s^{-1}	Coefficient de transfert bulle-nuage
K_{ce}	s^{-1}	Coefficient de transfert nuage-émulsion
γ_b, γ_c et γ_e		Représentent les rapports entre le volume des particules contenus respectivement dans la phase, la phase nuage et la phase émulsion
D_L	m	Diamètre de lit fluidisé
j, F		Paramètres intermédiaire du modèle de Werther
h^*	m	Hauteur à laquelle les bulles atteignent leur taille maximale
H_a		Nombre de Hatta
δ		Épaisseur de nuage formés au tour des bulles
ψ		Rapport volumique nuage/émulsion
\tanh		Tangente hyperbolique

R_c	m	Rayon de colonne
R_b	m	Rayon de bulles
V_b	m^3	Volume des bulles
F_d		Coefficient global de transfert par unité de volume de bulle
K_{bo}		Flux échangé entre la phase bulles et la phase émulsion par unité de volume de la phase bulles
d_T	m	Diamètre d'équilibre des bulles
M_g	Kg/mol	Masse molaire du gaz
P_g		Pression du gaz
T_g	k	Ture du gaz
m	kg	La masse
V_b	m^3	Volum bulle
V_e	m^3	Volume émulsion
D_h	m	Hauteur de compartiment
S_c		Nombre de schmidt
M_v		Nombre demasse volumique
D_G	m^2/s	Coefficient de deffusion moléculaire du gaz
Sh_c		Nombre de sherwood

INDICES

	Indice
b	Bulle
e	Emulsion
j	Jets (zone au-dessus de la grille)
mf	Minimum de fluidisation
or	Orifice (grille)
p	Particule
s	Surface
g	gaz
N	Nombre de compartiment

Tables des matiere

	Pages
Introduction	1
Chapitre I	
synthèse bibliographique	
I-1	3
présentation générale de la fluidisation	
I-2	5
classification des particules solides	
I-3	6
Aventages et inconvénients des lits fluidisés	
I-4	7
Les application industrielles d'un lit fluidisé.....	
I-5	8
vitesses limites de fluidisation	
I-5-1	8
vitesse minimale de fluidisation	
I-5-2	9
vitesse maximale de fluidisation	
I-6	11
Régimes de fluidisation	
I-6-1	11
Régime de fluidisation bouillonnante (régime de bullage).....	
I-6-1-1	12
La zone du distributeur	
I-6-1-2	14
La zone de bullage	
I-6-2	18
Le régime de pistonage	
I-6-3	19
Le régime turbulent.....	
I-7	22
Conclusion.....	
Chapitre II	
Présentation des modèles	
II-1	23
Modèle A deux phases d'Orcutte et Davidson.....	
II-2	24
Modèle de Davidson et Harrison (1963).....	
II-3	26
Modèle de Partridge et Rowe (1966).....	
II-4	29
Modèle de Kunii et Levenspiel (1968).....	

II-5	Modèle de Miyauchi (1974).....	32
II-6	Modèle de Werther (1980).....	32
II-7	Modèle d'assemblage des bulles de Kato et Wen (1969).....	38

Chpitre III Resultats et discussions

III-1	Structure du programme	43
III-2	Description du système operatoire simule	46
III-3	Choix des corrélations.....	46
III-3-1	Vitesse minimale de fluidisation	47
III-3-2	Evolution du diamètre des bulles	47
III-4	Simulations du comportement hydrodynamique.....	49
III-4-1	Evolution du dimètre des bulles dans le lit	49
III-4-2	Evolution de la vitesse d'ascension de bulle	49
III-4-3	Flux de gaz échange entre les bulles et l'émulsion	51
III-4-4	Evolution du volume des bulles et d'émulsion.....	52
III-4-5	Hauteur du lit expanse	55
III-4-6	Repartition des particules dans le lit	56
	Conclusion.....	58
	Bibliographie.....	59

Introduction

Dans le monde de l'industrie, la première application de la fluidisation à une réaction chimique remonte à 1926 avec la gazéification du charbon. Ce n'est que depuis 1940, après le lancement des premiers réacteurs de craquage catalytique, que cette technique a pris son véritable essor.

Les variantes techniques qui permettent de prendre en compte les caractères spécifiques d'une réaction et les contraintes de procédés sont nombreuses. Tous ces facteurs font que la conception, l'extrapolation ou même la transformation d'unité font encore largement appel à l'expérience et ne sont pas sans risques.

Malgré la présence de nombreuses contraintes, les lits fluidisés présentent un certain nombre d'avantages parmi lesquels on cite, la possibilité d'opérer en système ouvert ou en système fermé, de pouvoir manipuler de gros débits de solides, de bénéficier d'un excellent mélange de solide et, de ce fait, d'avoir une bonne isothermie radiale et axiale ainsi qu'un bon contrôle de la température.

Dans la pratique industrielle, il existe deux types de contacteurs à lits fluidisés :
Les lits fluidisés dits homogènes qui mettent en œuvre une phase solide avec une phase liquide, et les lits fluidisés dits hétérogènes qui, quant à eux, mettent en œuvre une phase solide et une phase gazeuse.

Dans ce travail nous nous sommes intéressés particulièrement aux lits fluidisés de type gaz-solide, car ils sont les plus utilisés dans l'industrie chimique notamment dans les procédés de cracking catalytique.

L'étude de l'hydrodynamique des lits fluidisés constitue une première étape dans la compréhension des phénomènes mis en jeu lors de la réalisation d'une transformation chimique. En effet, à cette première étape vient ensuite s'ajouter les aspects de transfert thermique et réactions chimiques pour donner une image complète des interactions mises en jeu dans ce type de contacteurs.

L'objectif de ce travail est d'établir un modèle de calcul des propriétés hydrodynamiques d'un lit fluidisé de type gaz-solide.

Le système retenu est constitué de particules de sables appartenant à la classe B de la classification de GELDART, fluidisées à des vitesses de gaz qui permettent de travailler dans le régime de bullage. Etant donné la diversité des modèles hydrodynamiques disponibles dans la littérature, nous avons optés pour l'emploi du modèle de KATO et WEN car c'est un modèle qui prend en compte l'existence des bulles au sein du lit ainsi que l'évolution de leur taille au cours de leur ascension.

Ce mémoire est divisé en trois chapitres :

1. Le premier chapitre est consacré à la synthèse des travaux bibliographiques concernant le phénomène de fluidisation : ses notions de bases, ses avantages, ses inconvénients et ses utilisations.
2. Dans le deuxième chapitre, nous nous sommes intéressés à la présentation de quelques modèles hydrodynamiques développés au cours de ces quatre dernières décennies ainsi que leur utilisation dans le domaine de l'industrie chimique. Une attention particulière a été apportée au modèle de KATO et WEN, car c'est celui retenu au cours de ce travail.
3. Enfin, le troisième chapitre sera consacré à la présentation et l'interprétation des résultats des calculs ainsi que la discrimination des corrélations de la bibliographie.

PARTIE BIBLIOGRAPHIQUE

I-1 Présentation Générale de la Fluidisation :

La technique de fluidisation consiste à mettre en suspension des particules solides dans un courant gazeux ascendant, le milieu résultant est appelé lit fluidisé à cause de son comportement qui est semblable à celui d'un liquide. L'état fluidisé des particules solides ne peut être atteint que lorsque la vitesse superficielle du gaz traversant la couche, U_g , dépasse une valeur critique appelée vitesse minimale de fluidisation, U_{mf} . Cette grandeur peut être déterminée expérimentalement en suivant l'évolution de la perte de charge à travers un lit de particules solides en fonction de la vitesse superficielle du gaz (Figure I-1).

L'allure de la courbe obtenue met en évidence trois régions :

◆ Première région (lit fixe) :

pour des vitesses superficielles de gaz relativement faibles (dans le fluidiseur), ce dernier s'écoule à travers le lit de particules immobiles, la couche est fixe (lit fixe). La perte de charge au-dessus de la grille, essentiellement due à la présence des particules, est une fonction généralement croissante de la vitesse.

◆ Deuxième région (lit fluidisé) :

cette région est caractérisée par la non-dépendance de la perte de charge vis-à-vis de la vitesse du gaz. Dans ce cas, les particules sont séparées les unes des autres et sont en état de suspension dans le flux gazeux, autrement dit, les forces de friction exercées par le fluide compensent leur poids apparent. La vitesse minimale de fluidisation est déterminée expérimentalement par la méthode normalisée proposée par Richardson (1971).

Cet auteur définit la vitesse minimale comme l'abscisse du point d'intersection du palier de la perte de charge et de la courbe représentant l'évolution de la chute de pression à travers le lit fixe obtenu à vitesse décroissante du gaz.

◆ Troisième région (lit entraîné) :

cette région est atteinte lorsque la vitesse du gaz est nettement supérieure (pour de très fortes valeurs de vitesse du gaz) à la vitesse terminale de chute libre des particules.

Les particules sont dans ce cas entraîné par le gaz et s'échappent de la colonne. Il s'agit du phénomène d'élutriation .

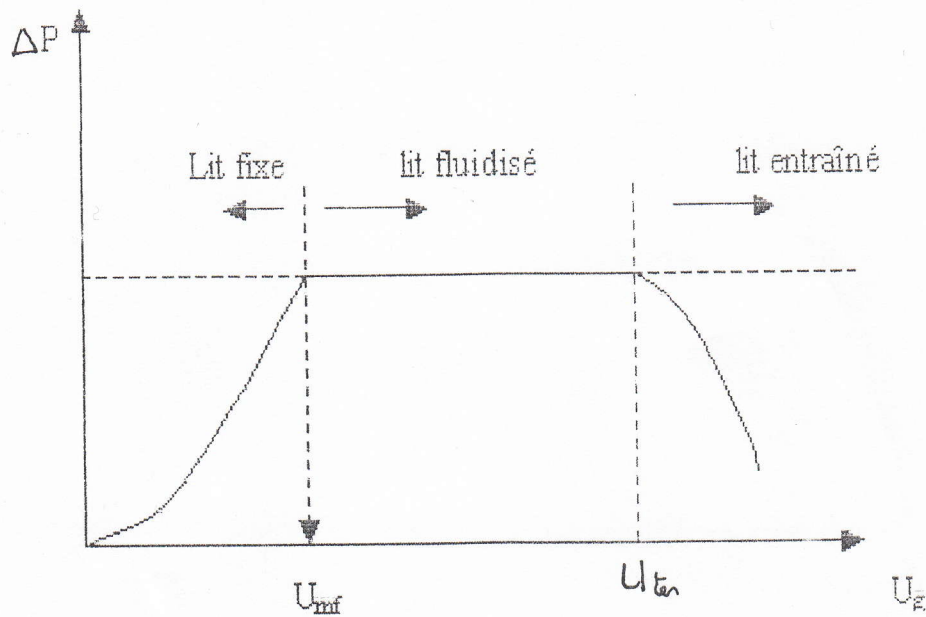


Figure I-1 : Schéma du diagramme de la perte de charge subie par le gaz en fonction de sa vitesse superficielle.

Il apparaît ainsi que le lit fluidisé peut être considéré comme un état intermédiaire entre un lit fixe et un lit transporté.

Notons que le comportement hydrodynamique des lits fluidisés est complexe et l'on peut distinguer plusieurs régimes entre la vitesse minimale de fluidisation et la vitesse de transport :

- régime particulaire (fluidisation homogène) ;
- régime de bullage (fluidisation bouillonnante) ;
- régime de pistonage ;
- régime turbulent.

I-2 Classification des particules solides:

L'expérience a montré que l'étendue de la plage de vitesse qui caractérise chaque régime de fluidisation dépend de la nature et des propriétés physiques des particules solides et de la vitesse superficielle du gaz. Geldart (1973) a classé les poudres en quatre groupes selon leur comportement vis-à-vis de la fluidisation. La figure (I-2) représente le diagramme proposé par GELDART et les domaines de taille et de masse volumique représentant chaque classe de poudre.

- ◆ Groupe C : les particules appartenant à ce groupe sont de très fines particules (diamètre moyen inférieur à $30 \mu\text{m}$) de formes irrégulières. Pour ce type de particules, les forces de cohésion interparticulaires sont extrêmement élevées. La fluidisation de ces particules est difficile et l'on observe la formation de canaux préférentiels au sein du lit. ce phénomène est appelé phénomène de renardage, la perte de charge sur le palier de fluidisation est faible, de l'ordre de la moitié du poids apparent du lit. on peut rendre ces particules fluidisables soit par l'utilisation d'une agitation mécanique soit par vibration de la colonne soit encore par addition d'une quantité adéquate de particules facilement fluidisables.

Exemple : farine, talc, ciment.

- ◆ Groupe A : il s'agit de particules relativement fines ($d_p = 30-150 \mu\text{m}$) de faibles masses volumiques (inférieur à 1500 kg.m^{-3}). Pour ce type de particules, on observe un régime de fluidisation particulaire ou homogène entre la vitesse minimale de fluidisation et la vitesse minimale de bullage définie comme la vitesse à partir de laquelle les premières bulles commencent à apparaître dans le lit.

Exemple : le catalyseur de craquage catalytique.

- ◆ Groupe B : ce groupe renferme les particules dont le diamètre moyen varie entre (150 et $500 \mu\text{m}$) et la masse volumique entre (1500 et 4000 kg.m^{-3}).

La vitesse minimale de bullage est égale à U_{mf} .

Exemple : le sable, les billes de verre.

- ♦ Groupe D : les particules appartenant à ce groupe sont soit des grosses particules (d_p supérieur à $1000 \mu\text{m}$) soit des particules denses (ρ_s supérieur à $3000 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$).

Elles sont fluidisables, Exemple : le plomb de chasse.

La figure I-3 représente les différents régimes de fluidisation pouvant être observés lors de la mise en suspension de différentes classes de poudres dans un flux gazeux ascendant.

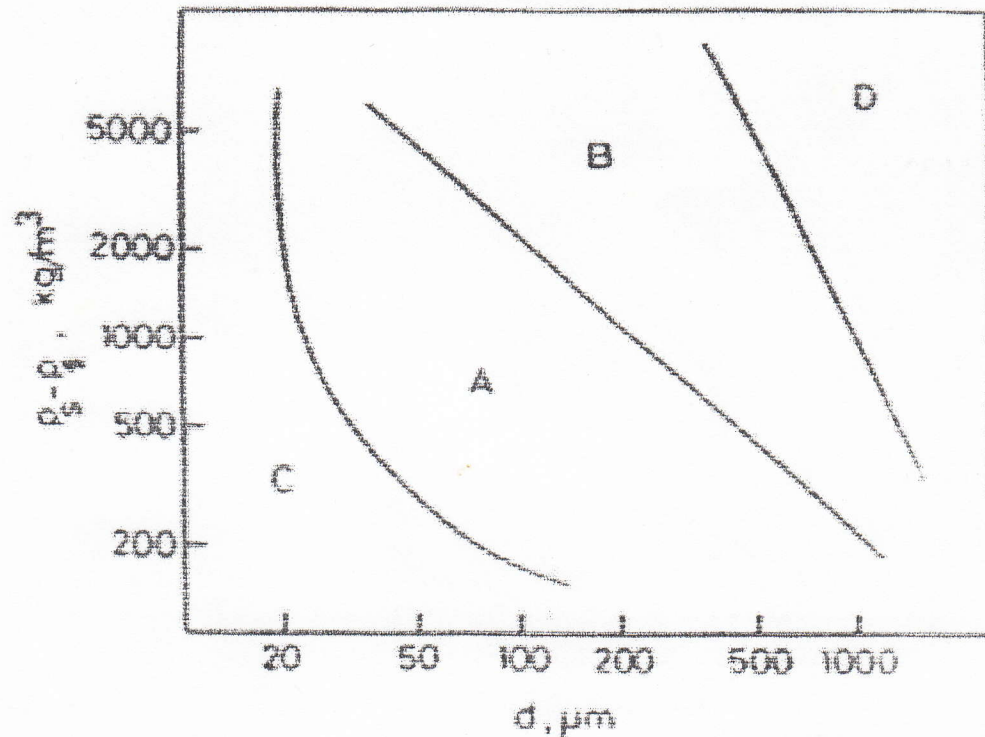


Figure I-2 : Classification de Geldart des poudres selon leurs propriétés physiques .

I-3: Avantages et inconvénients des lits fluidisés

L'intégration des lits fluidisés dans de nombreux procédés de traitement des solides est une conséquence directe des avantages qu'offre cette technique.

En particulier, nous pouvons citer :

l'isothermicité de la couche grâce au mouvement intense des particules en son sein et l'importante capacité calorifique volumique de celles-ci comparée à celle des gaz communément employés.

- L'importance du transfert de chaleur et de matière entre les particules solides et le gaz résultant de la grande surface de contact entre les deux phases ($5000 \text{ à } 30000 \text{ m}^2 \cdot \text{m}^{-3}$).
- La circulation entre deux lits est facile.
- L'importante valeur du coefficient de transfert de chaleur entre une couche fluidisée les parois ou les surfaces immergées.

Cependant, les lits fluidisés présentent également quelques inconvénients parmi lesquels on peut citer :

- Mélange rapide du solide c'est-à-dire les temps de séjour non uniforme.
- Attrition de particules (changement granulométrique).
- Erosion des canalisations.

I-4 Les applications industrielles d'un lit fluidisé :

1- Aux opérations physiques

- Mélange de solide.
- Transfert de chaleur.
- Séchage ou adsorption (lit multi-étagés).
- Enrobage, granulation ... etc.

2- Aux réactions de synthèse

- Oxydation d'éthylène.
- Anhydride phtalique.
- Fischer – tropsch

3- Craquage et reformage d'hydrocarbures

4- Carbonisation , gazéification

5- Réactions gaz - solide

- grillage des minerais
- réduction des oxydes de fer.

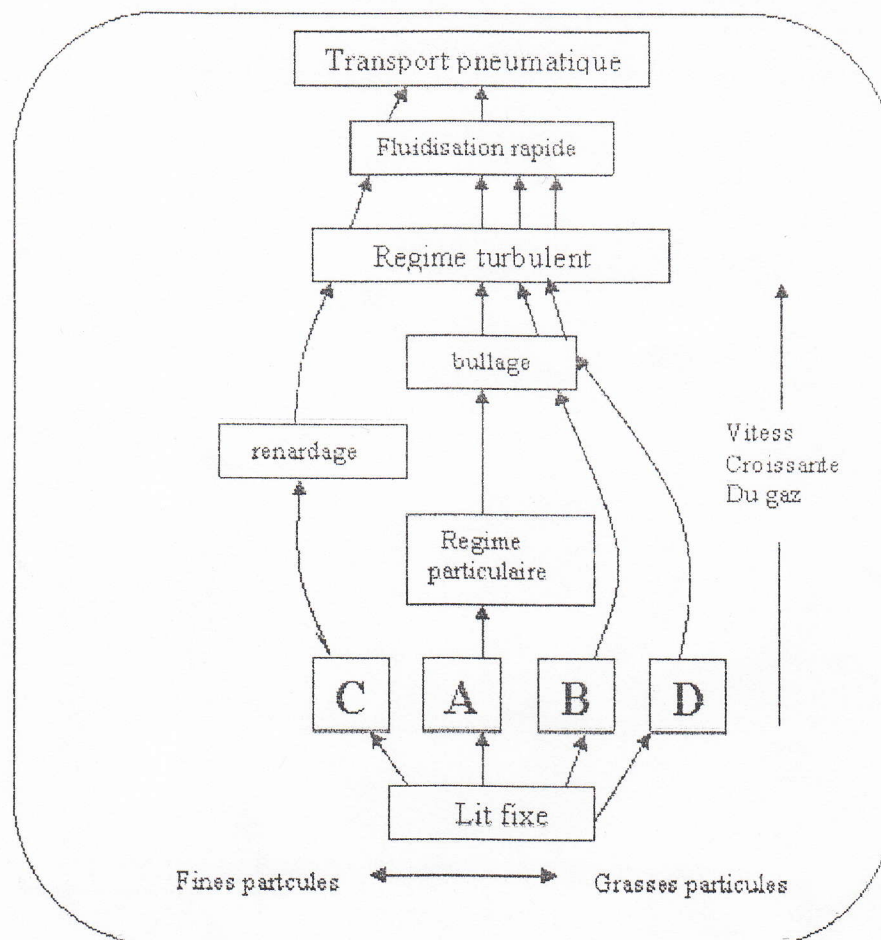


FIGURE I-3: les principales étapes à travers lesquelles passe la fluidisation des particules appartenant à chacune des classes .

I-5 Vitesses limites de fluidisation :

I-5-1 Vitesse minimale de fluidisation :

La vitesse minimale de fluidisation est la vitesse limite d'injection du gaz pour laquelle les particules sont en suspension. Si on continue à augmenter la vitesse d'injection, le phénomène de bullage va apparaître.

Plusieurs corrélations concernant le calcul de la valeur de cette vitesse sont disponibles dans la littérature. Quelques-unes d'entre elles sont regroupées dans le tableau I-1.

I-5-2 Vitesse maximale de fluidisation :

La vitesse maximale de fluidisation correspond à la valeur maximale de la vitesse du gaz au-delà de laquelle les particules solides sont emportées par le courant gazeux ascendant, la valeur de cette vitesse maximale est approximativement égale à la vitesse terminale de chute libre des particules. D'une manière générale, la vitesse terminale de chute des particules de forme quelconque peut être calculée à partir de l'équation :

$$U_t = \left[\frac{g d_p (\rho_p - \rho_g)}{3 C_d \cdot \rho_g} \right]^{1/2} \quad (\text{I-1})$$

où C_d est le coefficient de traînée déterminé généralement à partir de la corrélation de HAIDER et LEVENSPIEL :

$$C_d = \frac{24}{Re_p} \left[1 + 8.17 \times e^{-4.0655} \times Re_p^{(0.0964 + 0.5565 \varphi)} + \frac{73.69 \times e^{-5.0748 \varphi} \times Re_p}{Re_p + 5.378 \times e^{6.2122 \varphi}} \right] \quad (\text{I-2})$$

φ : étant le facteur de sphéricité des particules.

Auteur	corrélation	remarque	n°
Lucas et coll (1986)	$Re_{mf} = \left[(29.5)^2 + 0.0357 Ar \right]^{\frac{1}{2}} - 29.5$	$20^0 c < T < 900^0 c$	(I-3)
Relation empirique	$U_{mf} \propto d_s^a \left[g(\rho_p - \rho_g) \right]^b$	$a \approx 1.8 - 2$ et $b \approx 1$	(I-4)
Bayens et Geldart (1973)	$U_{mf} = \frac{dp^{1.8} (\rho_p - \rho_g)^{0.934} g^{0.934}}{1111 \mu_g^{0.78} \times \rho_g^{0.066}}$	$d_p < 100 \mu m$	(I-5)
Wen et Yu (1966)	$Re_{mf} = \left[(33.7)^2 + 0.048 Ar \right]^{\frac{1}{2}} - 33.7$		(I-6)
Tannous et Coll (1994)	$Re_{mf} = \left[(25.83)^2 + 0.043 Ar \right]^{\frac{1}{2}} - 29.83$		(I-7)
Ergun	$U_{mf} = \frac{d_p^2 (\rho_p - \rho_g)}{150 \mu_g} g \frac{\varepsilon_{mf}^3}{1 - \varepsilon_{mf}}$	Rep < 10 (T↑ U _{mf} ↓)	(I-8)
	$U_{mf} = \left[d_p \frac{(\rho_p - \rho_g)}{\rho_g} g \varepsilon_{mf}^3 \right]^{\frac{1}{2}}$	Rep > 200 (T↑ U _{mf} ↑, P↑ U _{mf} ↓)	(I-9)
Thonglimp et coll	$Re_{mf} = 7.54 \cdot 10^{-4} Ar^{0.98}$	Re _{mf} < 30 ou Ar > 70000	(I-10)
	$Re_{mf} = 1.95 \cdot 10^{-2} Ar^{0.66}$	30 < Re _{mf} < 180 ou Ar > 70000	(I-11)
Carman-kozeny	$U_{mf} = \frac{\varepsilon_{mf}^3 (\rho_p - \rho_g) (d_p)^2 g}{180(1 - \varepsilon_{mf}) \mu_g}$		(I-12)

Tableau I-1 Quelques corrélations de la vitesse minimale de fluidisation.

I-6 Régimes de fluidisation :

Comme nous l'avons déjà évoqué, les transitions entre les différents régimes de fluidisation dépendent non seulement de la vitesse superficielle du gaz mais aussi de la nature et des propriétés physiques des particules solides. Cet aspect a déjà été représenté schématiquement sur la figure I-3.

Dans ce paragraphe, on s'intéressera essentiellement à la description des différents régimes observés pour les particules appartenant aux classes B et D de la classification de GELDART. pour ce type de particules, on distingue trois principaux régimes :

I-6-1 Régime de fluidisation bouillonnante (régime de bullage) :

Ce régime est observé dès que la vitesse du gaz dépasse la vitesse minimale de fluidisation et est caractérisée par l'apparition de deux phases :

Une phase dense appelée émulsion, constituée de particules solides en état de suspension dans le courant gazeux, et une phase diluée constituée de cavités pratiquement vides de solide en mouvement ascendant. cette dernière est aussi appelée la phase bulle.

Selon la théorie des deux phases, (TOOMYEEY et JOHNSTONE (1952)) on admet que l'excès du débit gazeux par rapport à celui nécessaire au minimum de fluidisation traverse le lit sous forme de bulles.

Le comportement hydrodynamique d'un lit fluidisé gaz-solide est fortement conditionné par les propriétés des bulles de gaz, telles que leur taille, leur vitesse d'ascension et leur répartition au sein de la couche. D'une manière générale, une couche fluidisée peut être divisée en trois zones distinctes :

- la zone de distributeur où les bulles sont formées et commencent leur ascension ;
- la zone de bullage appelée également zone dense ;
- la zone de projection ou le freeboard.

I-6-1-1 La zone du distributeur :

Selon la nature du distributeur employé, le comportement du gaz et des particules diffère dans la zone adjacente au distributeur appelée également zone de grille. la figure (I-4) représente un schéma des phénomènes qu'ont lieu pour deux types de distributeurs :

Plaque perforée (a) et plaque poreuse (b).

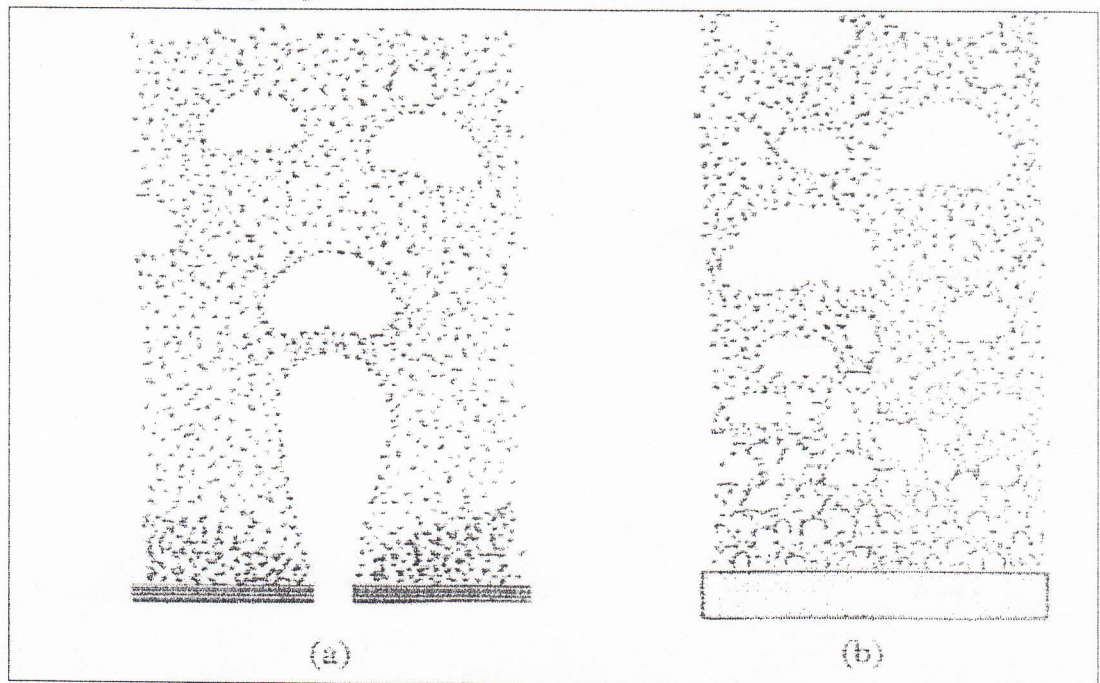


Figure I-4 : comportement hydrodynamique du lit dans la zone du distributeur (a) plaque perforée, (b) plaque poreuse.

Comme le montre cette figure, pour les distributeurs à plaques perforées, le jet gazeux issu des orifices est initialement établi sur une distance dite longueur de jet. Au-delà de cette distance, on observe une dégénérescence du jet en bulles de gaz de faibles diamètres et pratiquement vides de solide. Pour ce type de distributeur :

- Le diamètre initial des bulles peut être calculé à l'aide de la corrélation de COOKE et coll. (1986), habituellement retenue par les différents auteurs :

$$d_{b0} = \left[\frac{6(U_g - U_{mf})S_r}{\pi \cdot N_{or}} \right]^{0.4} \times \frac{1}{g^{0.2}} \quad (I-13)$$

n_{or} : nombre des orifices

- La longueur de jet peut être évaluée par la corrélation de MERRY :

$$\frac{L_j}{d_{or}} = 5.2 \left[\frac{\rho_g \cdot d_{or}}{\rho_p \cdot d_p} \right] \times \left[1.3 \left[\frac{U_{or}}{g \cdot d_{or}} \right]^{0.2} - 1 \right] \quad (I-14)$$

d'après KUNII et LEVENSPIEL (1991), pour une vitesse de gaz de fluidisation donnée et pour une porosité du distributeur fixée, une augmentation soit du diamètre des orifices soit de la pression du système conduit à la formation de jets plus profonds.

En ce qui concerne le comportement des particules solides dans cette zone, on observe la formation de zones stagnantes ou semi-stagnantes entre les orifices et une zone où le mélange peut être considéré comme parfait. D'une manière générale, l'augmentation de la vitesse du gaz à travers les orifices, la réduction de l'espacement entre les orifices, l'augmentation de la taille des particules et l'augmentation du diamètre des orifices sont des facteurs qui diminuent l'extension des zones mortes (KUNII et LEVENSPIEL (1991)).

Contrairement au comportement observé à proximité des plaques perforées, dans le cas des distributeurs à plaques poreuses, la formation de jets n'a pas été mise en évidence. La compilation de plusieurs travaux expérimentaux réalisés par KUNII et LEVENSPIEL (1991) a permis de montrer que dans la zone du distributeur, une suspension diluée de gaz et de particules est formée dès que la vitesse du gaz excède U_{mf} . Cette suspension se réarrange ensuite pour former plusieurs bulles de petites tailles qui coalescent très rapidement pour former des bulles de plus grandes tailles. Dans cette situation, la majorité des auteurs retiennent la corrélation de GELDART (1972) qui permet d'estimer la taille initiale des bulles formées dans la zone du distributeur :

$$d_{b0} = 0.915 \cdot 10^{-2} \cdot (U_g - U_{mf})^{0.4} \quad (I-15)$$

I-6-1-2 La zone de bullage :

Cette zone est caractérisée par la présence des bulles qui grandissent à mesure qu'elle s'élèvent dans la couche sous l'effet de leur coalescence et qui explosent lorsqu'elle atteignent la surface du lit. la présence de ces bulles en permanence dans la couche entraîne une expansion de cette dernière qui dépend de l'excès du débit gazeux par rapport au minimum de fluidisation ainsi que des propriétés physiques du gaz et des particules. L'étude du comportement des bulles au sein du lit fluidisé a fait l'objet de plusieurs études expérimentales, [BOTTERIL et coll. (1966), DARTON et coll. (1977), YATES et coll. (1994), YACONO et coll. (1979), CHIBA et KOBAYASHI (1977)], car il conditionne le transfert de matière et de chaleur ainsi que le mélange gazeux au sein d'un lit fluidisé.

A/ Propriétés des bulles :

Des observations aux rayons X réalisées par ROWE et coll. (1965) sur un lit fluidisé tridimensionnel ont permis de mettre en évidence que la forme des bulles est celle de calottes sphériques à bases concaves entraînant dans leur sillage une quantité de solide et de gaz de la phase émulsion. Selon les différents travaux bibliographiques, le volume du sillage peut être estimé entre 25 et 35% du volume de la bulle. Ainsi, par le biais de continuité, le mouvement ascendant du solide occasionné par ces bulles est contrebalancé par un mouvement descendant près des parois de la colonne. Ce mécanisme est responsable du mélange intense des particules au sein de la couche fluidisée.

La quantification de la fraction volumique des bulles occupée par le sillage, f_w , a fait l'objet de plusieurs travaux expérimentaux. Parmi les corrélations établies nous citons celle de WERTHER(1976) présentée dans le tableau I-2.

Il est à noter qu'il existe aussi un échange permanent de particules entre les sillages des bulles et la phase émulsion. D'après les conclusions des travaux de Chiba et KOBAYASHI (1977), le coefficient de transfert de particules entre le sillage et l'émulsion par unité de volume de la phase bulle dépend aussi bien des caractéristiques du lit au minimum de

fluidisation que du diamètre de la sphère qui englobe la bulle et son sillage. L'expression de ce coefficient est reportée dans le tableau I-2.

La taille et la vitesse d'ascension des bulles sont deux grandeurs décisives intervenant dans les calculs et le dimensionnement des lits fluidisés. Ainsi la détermination de ces paramètres a fait l'objet d'un nombre important de travaux bibliographiques. Dans ce paragraphe, nous nous contenterons de présenter les corrélations empiriques ou semi empiriques le plus utilisées et les plus souvent citées dans les travaux concernant la modélisation des réacteurs à lits fluidisés. Ces différentes corrélations avec leurs origines bibliographiques sont regroupées dans le tableau I-2.

B/ Mouvements du gaz autour d'une bulle :

Le gaz présent dans les bulles n'est pas isolé de l'ensemble du lit et il existe un échange continu de matière entre les phases. Le flux gazeux traversant la bulle peut être estimé par l'expression reportée dans le tableau I-2. De plus, la structure de l'écoulement du gaz au voisinage des bulles dépend essentiellement du rapport entre la vitesse relative d'ascension d'une bulle isolée, U_{bo} , et la vitesse interstitielle du gaz dans la phase émulsion, U_i , définie par :

$$U_i = \frac{U_{mf}}{\epsilon_{mf}}$$

Ainsi, selon la valeur du rapport

$$\alpha = \frac{U_{bo}}{U_i}$$

On peut distinguer différents régimes d'écoulement (figure I-5)

Si la valeur de α est inférieure à 1, le gaz pénètre dans la bulle par sa partie inférieure et sort par son sommet : c'est le régime ouvert ou le régime de bulle lente. Ce régime est caractérisé par un court-circuit local et temporaire, (Groupe D).

Si la valeur de α est supérieure à 1, le gaz sortant du sommet de la bulle est repoussé vers le bas et pénètre de nouveau dans la bulle, après un séjour parmi les particules (Groupe A et B).

Auteur	Propriété	Corrélation	Remarque	n°
Werther (1976)	Fraction volumique du sillage dans les bulles	$f_w = \frac{1-\beta}{\beta} \text{ avec:}$ $\beta = 1 - 0.3 \times \exp(0.08 \times (U_g - U_{mf})) \times \exp(-\phi \times h)$ $\phi = 7.2 \times 10^{-4} \times (U_g - U_{mf}) \times \exp(-0.041 \times (U_g - U_{mf}))$		(I-16)
Chiba et Kobayashi (1977)	Coefficient de transfert de particules entre le sillage des bulles et la phase émulsion.	$K_p = \frac{3}{2} \times \frac{f_w}{\varepsilon_{mf}} \times \frac{U_{mf}}{d'_p}$	d'_p est le diamètre de la sphère englobant la bulle et son sillage	(I-17)
M et Wen (1975)	Diamètre des bulles à chaque hauteur	$d_{eq}(h) = d_{bm} - (d_{bm} - d_{b0}) \times \exp\left[-0.3 \frac{h}{D_r}\right]$	d_{eq} est le diamètre de la bulle sphérique ayant le même volume que la bulle réelle	(I-18)
	Diamètre maximal de bulle	$d_{bm} = 1.64 \times (s_r (U_0 - U_{mf}))^{0.4}$		(I-19)
Davidson et Harrison (1963)	Vitesse d'ascension d'une bulle isolée	$U_{b\infty} = 0.71 k(g \times d_b)^{0.5}$		(I-20)
	Vitesse d'ascension d'un chapelet de bulles	$U_b = (U_g - U_{mf}) + U_{b\infty}$		(I-21)
	Débit de gaz traversant une bulle	$q = \frac{3}{4} \times \pi \times U_{mf} \times d_b^2$		(I-22)
Darton et coll. (1977)	Diamètre des bulles a chaque hauteur	$d_b = 0.54 \times (U - U_{mf})^{0.4} (h + 4\sqrt{S_0})^{0.8} \cdot g^{-0.2} \text{ en } m$		(I-23)
Partridge et Rowe (1966)	Volume du nuage accompagnant chaque bulle	$\frac{V'_{ep}}{V'_b} = \frac{1.17}{\alpha - 1}$	V'_{ep} : volume du sillage entourant la bulle vide. V'_b : volume de la bulle vide de solide	(I-24)

Tableau I-2 : Tableau récapitulatif des principales propriétés des bulles.

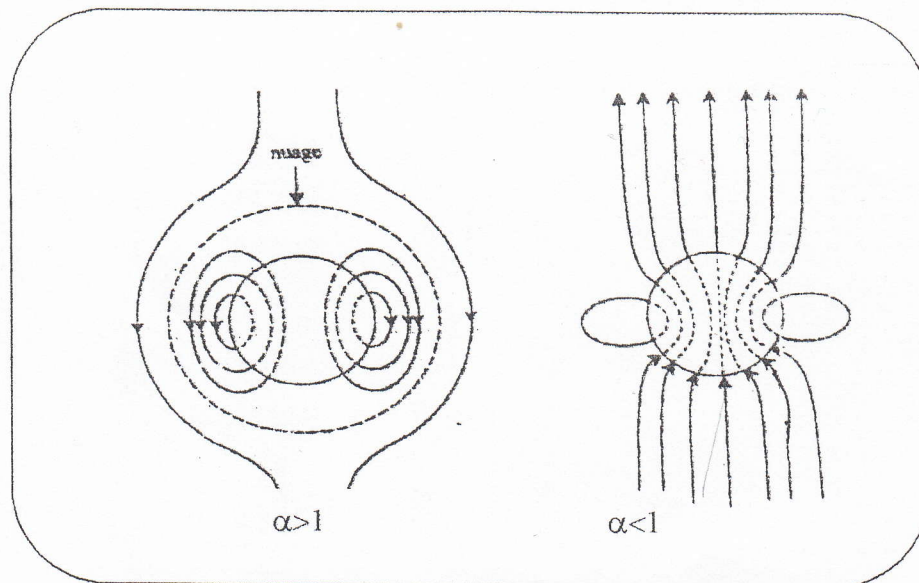


Figure I-5 : Mouvements du gaz autour des bulles pour différentes valeurs du rapport α

C/ Mouvements des bulles et du solide :

Le travail expérimental réalisé par WERTHER et MOLERUS (1973), portant sur la répartition des bulles au sein d'un lit fluidisé a permis de mettre en évidence que :

- la répartition des bulles varie depuis la zone de distribution jusqu'en haut du lit. elle varie également dans la direction radiale ;
- à chaque niveau, on peut distinguer un anneau dans lequel le bullage est plus intense que dans les régions voisines. Cet anneau se déplace progressivement vers l'axe à mesure que l'on s'éloigne du distributeur ;
- jusqu'à une hauteur équivalente à deux fois le diamètre de la colonne, il existe une zone de forme conique, appelée cône de WERTHER, de forte activité de bullage séparant une région centrale d'activité moyenne et une région périphérique de faible activité de bullage ;
- au-dessus de cette zone, l'activité de bullage intéresse la région centrale.

La figure (I-6) représente schématiquement la répartition des bulles au sein du lit selon WERTHER et MOLERUS (1973).

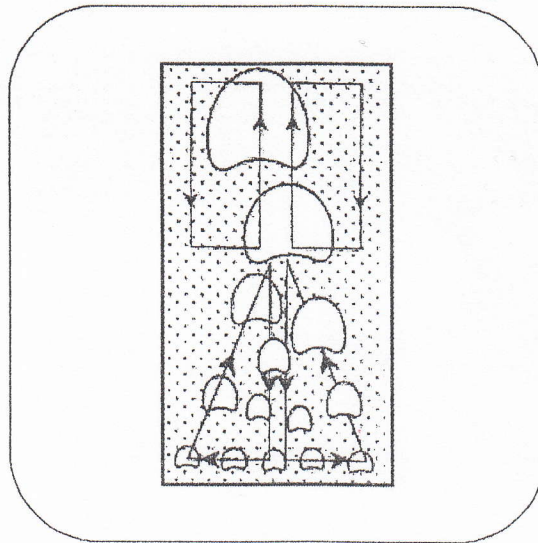


Figure I-6 : Représentation schématique du cône de Werther.

Ce chemin préférentiel emprunté par les bulles conduit à l'apparition d'un mouvement de particules sur une échelle macroscopique. Cette circulation du solide se fait suivant plusieurs modes selon la géométrie de la colonne (diamètre de la colonne et la hauteur du lit expansé H_L) et la vitesse superficielle du gaz.

I-6-2 Le régime de pistonnage :

Le régime de pistonnage apparaît lorsque la taille des bulles atteint des ordres de grandeurs comparables au diamètre de la colonne, le rapport entre le diamètre des bulles et celui de la colonne atteint environ 0,4. Dans ces conditions, on observe une alternance du passage de grosses bulles et de phase dense du lit. la surface du lit se soulève et retombe avec une fréquence très régulière et les fluctuations de la perte de charge sont très importantes. Cette situation se présente dans le cas où l'excès du gaz par rapport au minimum de fluidisation ($U_g - U_{mf}$) prend des proportions importantes et lorsque la hauteur de la couche fluidisée est suffisamment grande pour que l'effet des parois de la colonne sur le mouvement des bulles soit ressenti. Ainsi, le début de pistonnage est conditionné simultanément par les propriétés géométriques de la colonne et par l'excès du gaz par rapport au minimum de

fluidisation. nous citons ainsi la corrélation de DARTON et coll. (1977) qui permet d'estimer la hauteur minimale de la couche au-delà de laquelle la formation de piston est favorisée :

$$\frac{H}{D_r} = 3.5 \left[1 - \frac{1}{\sqrt{n_{or}}} \right] \quad (I-25)$$

et la corrélation de CLIFT, GRACE et WEBEN qui permet de calculer la vitesse d'ascension des pistons:

$$U_p = (U_g - U_{mf}) + U_{pso} \quad (I-26)$$

avec:

$$U_{pso} = 0.35 \times \sqrt{g \times D_r} \quad (I-27)$$

Ce régime de fonctionnement n'est pas exploité industriellement car les fluctuations des pertes de charge sont très importantes. Dans ces conditions, le contrôle de l'opération devient très délicat à réaliser.

I-6-3 Le régime turbulent :

Selon YERUSHALMI (1986), le régime turbulent correspond à une prédominance de la rupture des bulles par rapport à leur coalescence. Ce régime est observé à des vitesses de gaz élevées. Dans ces conditions, le mouvement intense des particules solides, mouvement de circulation interne, est à l'origine des phénomènes de rupture des bulles. La taille des bulles peut atteindre sa valeur maximale stable au voisinage du distributeur.

La fréquence élevée de la rupture des bulles est l'une des caractéristiques de la fluidisation turbulente, qui conduit non seulement à l'amélioration du contact gaz-solide mais aussi à l'apparition de macromélange dans le lit. Dans ce régime, le lit est constitué de petits éléments de phase gazeuse et de phase solide en mouvement aléatoire de va et vient. Il devient alors difficile de distinguer la surface du lit.

L'identification du régime turbulent peut être réalisée par différentes techniques. Parmi elles, la mesure des fluctuations de la chute de pression est la plus souvent employée dans la littérature [GELDAET et RHODES (1986), YERUSHALMI et KANKURT (1979), LEE et KIM (1988)]. La figure (I-7) représente un exemple type de l'évolution de l'amplitude des fluctuations de la chute de pression en fonction de la vitesse du gaz.

D'après cette figure, la vitesse superficielle de gaz, U_c , à laquelle l'écart type ou l'amplitude de ces fluctuations atteint sa valeur maximale correspond au début de la disparition du régime de bullage ou du régime de pistonnage (transition turbulente). Au-delà de cette vitesse, les fluctuations de la chute de pression deviennent de plus en plus désordonnées conduisant à une diminution de leur amplitude. Au-delà d'une vitesse limite U_K désignée par YERUSHALMI et KANKURT (1979) comme vitesse de transition complète au régime turbulent, l'écart type des fluctuations de la chute de pression tend vers une valeur constante. On ne distingue plus dans la couche fluidisée une phase bulle et une phase émulsion mais un ensemble d'agrégats de particules en mouvement très intense.

Il est à noter que la transition entre le lit bouillonnant et le lit turbulent ne se produit pas brusquement mais on peut observer un passage par un régime intermédiaire entre ces deux régimes dont l'importance dépend des propriétés des particules solides. D'une manière générale, l'augmentation du diamètre des particules conduit à une réduction des rapports U_k / U_t et U_c / U_t où U_t désigne la vitesse terminale de chute libre des particules solides [TANNOUS (1993)]. De plus, les travaux de LANCIA et coll. (1988,1990) portant sur l'identification des régimes de fluidisation des particules appartenant au groupe B de la classification de GELDART par la mesure du degré de vide du lit ont permis de mettre en évidence que la transition au régime turbulent se réalise dans une plage de vitesse dans laquelle la valeur du degré de vide reste pratiquement constante, de l'ordre de 0,75 à 0,8. on trouve dans la bibliographie plusieurs corrélations parmi lesquelles nous citons à titre d'exemple celles établies par TANNOUS (1993) concernant les particules de classes B et D de la classification de GELDART :

$$Re_c = 3.37 \cdot Ar^{0.474} \cdot Mv^{0.222} \quad (I-29)$$

$$Re_k = 1.081 \cdot Ar^{0.442} \quad (I-30)$$

Avec : Mv nombre de masse volumique

$$\text{Tel que } Mv = \frac{m_s - m_g}{m_g}, \quad Ar = \frac{d_p^3 g (\rho_p - \rho_g) \rho_g}{\mu^2}$$

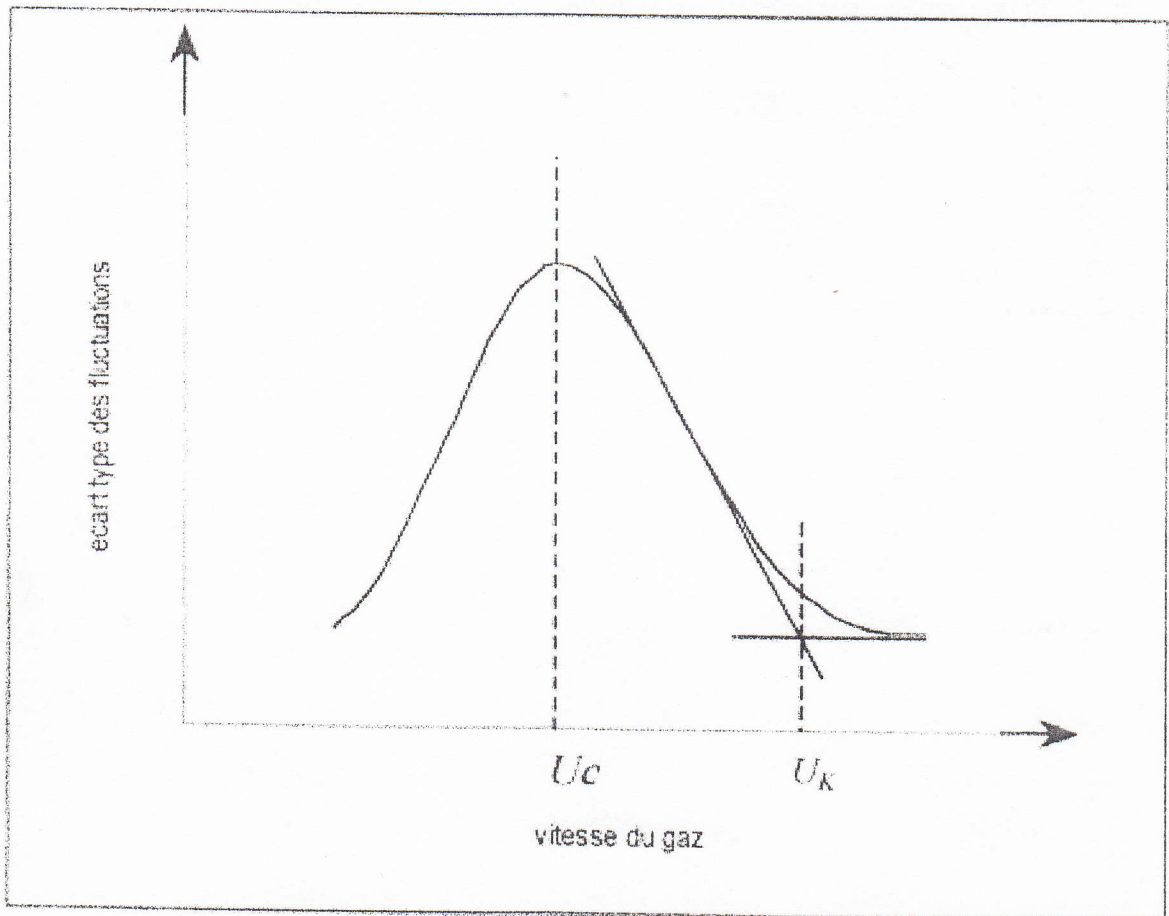


Figure I-7 : Résultats typiques représentant la variation vitesse de gaz de l'amplitude des fluctuations des pertes de charge en fonction de la vitesse du gaz.

I-7 Conclusion :

En conclusion dans ce chapitre, nous nous sommes intéressés à quelques rappels concernant les principales caractéristiques des lits fluidisés. Il apparaît que l'état fluidisé des particules constitue une transition entre l'état fixe et l'entraînement.

Selon GELDART (1973), les particules solides sont classées en quatre groupes selon leurs tailles, On distingue :

- Le Groupe C : il s'agit des particules très fines.
- Le Groupe A : les particules sont relativement fines.
- Le Groupe B : il comprend les particules de diamètre moyen.
- Le Groupe D : caractérisé par les grosses particules.

Dans le domaine de l'industrie chimique, les lits fluidisés sont utilisés à grande échelle .

Dans un second temps, nous nous sommes intéressés à quelques caractéristiques du phénomène de fluidisation, dont les régimes en fonction de la vitesse d'introduction du gaz .

La vitesse minimale de fluidisation est la vitesse limite d'injection du gaz pour laquelle les particules sont en suspension.

Pour les régimes de fluidisation, nous distinguons trois types pour la particule de classe B:

I- *Régime de bullage* : Il est observé dès que la vitesse du gaz dépasse la vitesse minimale de bullage. dans ce régime, le lit est divisé en trois zones différentes :

- Zone du distributeur.
- Zone dense.
- Zone de projection (freeboard).

II- *Régime de pistonage* : lorsque la taille d'une bulle s'approche du diamètre de la colonne, les effets des parois commencent à se manifester et l'on parle de régime de pistonage.

III- *Régime turbulent* : c'est un régime qui apparaît dès que le phénomène de rupture des bulles prédomine par rapport à celui de leur coalescence.

PRESENTATION DES MODELES

II Présentation des principes de base des modèles de lit fluidisé:

Dans ce chapitre, nous présenterons quelques-uns des principaux modèles publiés dans la littérature dans leurs formes initiales proposés par les auteurs. Nous nous intéresserons plus particulièrement aux hypothèses considérées et aux domaines de validité.

II-1: Modèle A deux phases de Orcutt et Davidson :

Ce modèle considère deux phases : bulles et émulsion avec un écoulement piston pour la phase bulles et un mélange parfaitement agité en phase émulsion. Le flux gazeux passant dans la phase bulles correspond au flux total moins le flux nécessaire au minimum de fluidisation. Le flux passant dans la phase émulsion correspond à celui du minimum de fluidisation. Cette hypothèse est utilisée dans presque tous les modèles hydrodynamiques et elle est justifiée par le fait que la porosité locale de l'émulsion fluide – solide ne change pas quand le flux d'alimentation augmente. Par ailleurs, on considère que la teneur en solide de la phase bulle est négligeable et par conséquent, qu'il n'y a pas de réaction dans cette phase s'agissant de réaction catalytique.

Le bilan de matière sur la phase bulle, pour une tranche de hauteur dz , s'écrit de la manière suivante :

$$(U_g - U_{mf})dc_{Ab} = k_g (C_{Ae} - C_{Ab}) a_b \varepsilon_b dz \quad (\text{II-1})$$

avec:

C_{Ab} : concentration du réactif dans la phase bulles (en mol/m³).

C_{Ae} : concentration du réactif dans l'émulsion (en mol/m³)

K_g : coefficient de transfert de matière de la phase bulles à la phase émulsion (en m/s).

a_b : aire interfaciale d'une bulle divisée par son volume (en m²/m³).

ε_b : fraction volumique occupée par les bulles.

Le bilan matière global sur la phase émulsion donne :

$$U_{mf}(C_{Ai} - C_{Ae}) + \int_0^H k_g (C_{Ab} - C_{Ae}) a_b \varepsilon_b dz = (1 - \varepsilon) H K_R (C_{Ae})^n \quad (\text{II-2})$$

avec:

C_{Ai} : concentration initiale du réactif (en mol/m³).

K_R : constante cinétique par rapport au volume du catalyseur (en S⁻¹).

ε : porosité du lit.

H : hauteur opératoire du lit (en m).

n : ordre de la réaction chimique.

La résolution simultanée des équations (II-1) et (II-2) permet de définir les profils de concentration en réactif A, dans les deux phases bulles et émulsion. La concentration moyenne à la surface du lit, C_A pour $Z = H$ peut être alors calculée par la relation :

$$C_A = \beta C_{Ab} + (1 - \beta) C_{Ae} \quad (\text{II-3})$$

avec:

β : fraction du gaz passant dans la phase bulles

L'intérêt de ce modèle très simple se trouve dans son développement pour les réactions d'ordre différent de un

le tableau II-1 résume l'ensemble des équations nécessaires pour le calcul du taux de conversion suivant ce modèle.

II-2 Le modèle de Davidson et Harrison (1963) :

Le modèle de DAVIDSON et HARRISON était parmi les premiers modèles de lit fluidisé basés sur la dynamique des bulles à être développé. Il est basé sur les hypothèses suivantes :

- Le gaz de la phase émulsion est en écoulement soit piston soit parfaitement mélangé, et sa vitesse est égale à U_{mf} .
- La taille des bulles est uniforme sur toute la longueur du lit.
- La réaction considérée est une réaction catalytique du premier ordre ayant lieu entièrement dans la phase émulsion.

* U_{mf} : comme dans le tableau (I-1) (équation de Wen et Yu)

* D_b : comme dans le tableau (I-2) (équation de Darton).

$$\varepsilon_b = \frac{U - U_{mf}}{U_g}, \quad \bar{\varepsilon}_b = \frac{1}{H} \int_0^H \varepsilon_b dz$$

$$a_b \approx \frac{6}{D_b}, \quad \beta = \frac{U_g - U_{mf}}{U_g}$$

* Le coefficient de transfert de matière de la phase bulles vers la phase émulsion est :

$$K_g = 0.75 U_{mf} + \frac{0.975 g^{0.25} D^{0.5}}{D_b^{0.25}} \quad \text{avec } D \text{ coefficient de diffusion du réactif (m}^2/\text{s)}$$

* La constante réactionnelle adimensionnelle est :

$$K' = \frac{K_R H_{mf} (1 - \varepsilon_{mf}) (C_{Ai})^{n-1}}{U_g}$$

pour une réaction d'ordre n

* Résolution du système d'équations

Réaction A → B	Calcul du taux de conversion X_A du réactif
d'ordre 0. $r_A = K_R$	$1 - X_A = \frac{C_A}{C_{Ai}} = 1 - K'$
d'ordre 1/2 $r_A = K_R C_A^{0.5}$	$1 - X_A = \frac{C_A}{C_{Ai}} = 1 + \frac{(K')^2}{2(1 - \beta \exp(-N_k))^2} \left[1 - \sqrt{1 + \frac{4(1 - \beta \exp(-N_k))^2}{(K')^2}} \right]$
d'ordre 1: $r_A = K_R C_A$	$1 - X_A = \frac{C_A}{C_{Ai}} = \frac{1 - \beta \exp(-N_k) + \beta K' \exp(-N_k)}{1 - \beta \exp(-N_k) + K'}$
d'ordre 2 $r_A = K_R C_A^2$	$1 - X_A = \frac{C_A}{C_{Ai}} = \beta \exp(-N_k) + \frac{[1 - \beta \exp(-N_k)]^2}{2K'} \left[\sqrt{1 + \frac{4K'}{1 - \beta \exp(-N_k)}} - 1 \right]$

r_A : vitesse de la réaction chimique (mol/s.kg de catalyseur)

Tableau II-1 : Variables du modèle de ORCUTT et DAVIDSON et résolution pour différents types de cinétique.

- Un échange gazeux a lieu entre les bulles et l'émulsion par diffusion et convection. Le coefficient global de transfert étant calculé par l'équation suivante :

$$K_{be} = 4.5 \left(\frac{U_{mf}}{d_b} \right) + 5.85 \left(\frac{D_G^{1/2} \cdot g^{1/4}}{d_b^{5/4}} \right) \quad (\text{II-4})$$

avec D_G : coefficient de diffusion moléculaire du gaz .

ce modèle étant développé avant que l'importance des nuages entourant les bulles ne soit mise en évidence, ses auteurs ne font donc aucune référence à cette partie du lit. d'autre part, les équations du modèle sont développés séparément pour les deux phases en écrivant les bilans de masse correspondant au réactif dans chaque phase.

II-3 Le modèle de Partridge et Rowe (1966) :

Ce modèle fait partie de la famille des modèles à deux phases : une phase bulle + nuage et une phase émulsion, ce qui le différencie du modèle de DAVIDSON et HARRISON par le fait qu'il considère que la réaction a lieu également dans la phase bulle + nuage du fait qu'il existe un contact direct entre le gaz et les particules dans cette zone.

La forme des bulles proposée par ces auteurs ainsi que la détermination du volume du nuage sont basés sur le travail théorique de Murray (1965). Cependant, PARTRIDGE et ROWE ont apporté une modification de la forme des bulles due au fait que Murray ne considérait pas l'existence d'un sillage dans la partie inférieure des bulles, et attribue une forme sphérique à celles-ci. Or, grâce à des observations aux rayons X, il a été montré que les bulles sont coupées à leurs bases par un sillage, leurs conférant ainsi la forme d'une calotte sphérique.

La figure (II-1) montre la forme des bulles proposée par PARTRIDGE et ROWE avec les différentes régions qui les constituent. Le volume du nuage accompagnant les bulles et dans lequel la réaction catalytique peut avoir lieu, V'_{cp} est alors relié au diamètre des cavités vides, V'_b

et au rapport α entre la vitesse d'ascension de la bulle et la vitesse interstitielle du gaz dans la phase émulsion par l'équation :

$$\frac{V'_{cp}}{v'_b} = \frac{1.17}{\alpha - 1} \quad (\text{II-5})$$

tel que:

$$\alpha = \frac{U_{b\infty}}{U_i} \quad \text{et} \quad U_i = \frac{U_{mf}}{\varepsilon_{mf}}$$

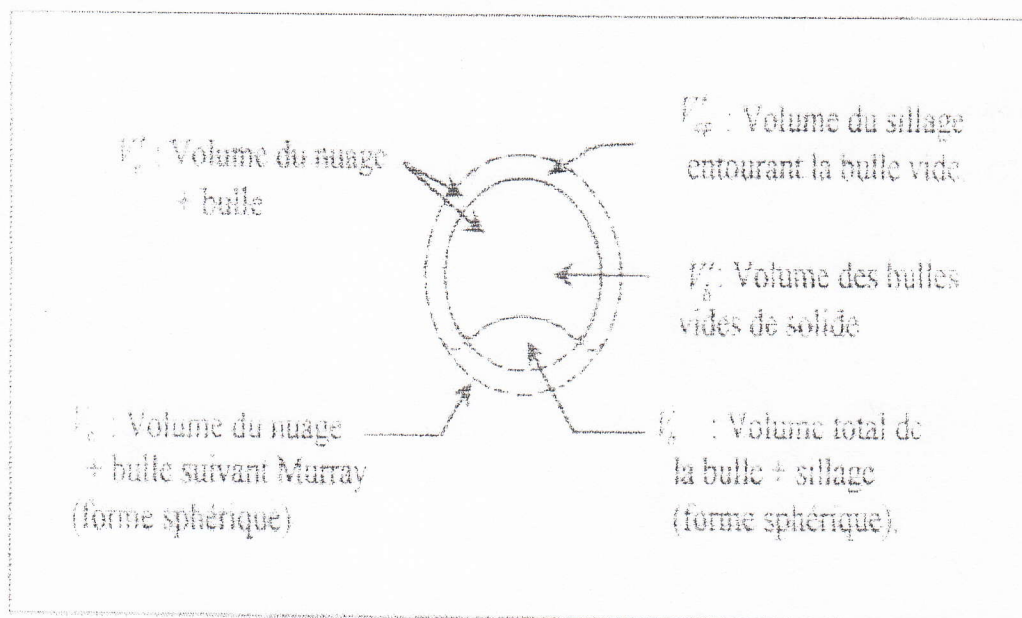


Figure II-1 : Représentation schématique de la forme des bulles décrite par Partridge et Rowe.

Cependant dans un lit fluidisé, les bulles grandissent au fur et à mesure qu'elles s'élèvent dans la couche dense sous l'effet de la coalescence. Cette augmentation de la taille des bulles entraîne une variation de leur vitesse d'ascension, et par conséquent des valeurs de α le long du lit. l'existence de cette distribution des valeurs du facteur α au sein de lit a contraint les auteurs à introduire une valeur moyenne $\bar{\alpha}_F$ qui sera un paramètre très important du modèle car il intervient au niveau du calcul de la surface du lit traversée par le nuage A_c . Ces deux paramètres sont alors calculés par les équations :

$$\bar{\alpha}_F = \frac{\sum_{j=1}^i (V'_b)_j}{\sum_{j=1}^i \frac{(V'_b)_j}{\alpha_j - 1}} + 1 \quad (\text{II-6})$$

pour i bulles, et

$$A_c = \frac{Q_b \cdot \varepsilon_{mf}}{(\bar{\alpha}_F - 1) U_{mf}} \quad (\text{II-7})$$

Q_b est le flux gazeux qui traverse le lit sous forme de bulles. Il est calculé en adaptant la théorie des deux phases suivant laquelle le gaz excédentaire par rapport au minimum de fluidisation traverse le lit sous forme de bulles :

$$Q_b = S_r \cdot (U - U_{mf}) \quad (\text{II-8})$$

Par ailleurs, dans ce modèle le transfert interphasé entre la phase bulle + nuage et la phase émulsion est supposée avoir lieu d'une façon analogue à celui qui s'opère entre une goutte de liquide qui migre au sein d'un autre liquide immiscible. Ce transfert de matière est par conséquent géré par le calcul du nombre de Sherwood représenté par l'équation suivante :

$$Sh_c = \frac{K_{bce} d_c}{D_G} = 2 + 0.69 \cdot Sc_c^{1/3} \cdot Re_c^{1/2} \quad (\text{II-9})$$

II-4: le modèle de Kunii et Levenspiel (1968).

Les principales hypothèses sur lesquelles est basé ce modèle sont :

- Le gaz réactif traverse le lit sous forme de bulles de tailles uniformes et auxquelles une phase nuage et sillage est associée.
- Le gaz contenu dans les bulles est en écoulement piston.
- Le transfert de matière entre la phase bulle et la phase émulsion a lieu en deux étapes : entre les bulles vides de solide et le nuage qui les entoure, puis entre le nuage et la phase émulsion. Les coefficients de transfert sont alors ceux décrit par les équations (II-4) et (II-10).

$$K_{ce} = 6.78 \left[\frac{\varepsilon_{mf} \cdot D_G \cdot U_b}{d_b^3} \right]^{1/2} \quad (II-10)$$

Le modèle proposé initialement en 1968 a été complété en 1990 par les mêmes auteurs en étudiant les performances du modèle dans différentes configurations du système réactionnel. Ainsi, dans le cas des fines particules participant à une réaction du premier ordre, KUNII et LEVENSPIEL montrent que la conversion en sortie du réacteur peut être calculée par l'équation :

$$\frac{C_A}{C_{A0}} = \exp(-K_f) \quad (II-11)$$

avec:

$$K_f = -\frac{H_f \cdot k_r}{U_b} \left[\gamma_b + \frac{1}{\frac{k_r}{k_{bc}} + \frac{1}{\gamma_c + \frac{1}{\frac{k_r}{k_{ce}} + \frac{1}{\gamma_e}}}} \right] \quad (II-12)$$

k_r est la constante de vitesse de la réaction et K_{bc} et K_{ce} sont les coefficients de transfert bulle-nuage et nuage-émulsion respectivement.

L'équation (II-12) fait intervenir les termes γ_b , γ_c et γ_e qui représentent les rapports entre le volume des particules contenus respectivement dans la phase bulle, la phase nuage et la phase émulsion et le volume total des bulles contenues dans le lit fluidisé. La détermination de ces paramètres dépend des conditions de fonctionnement du réacteur ainsi que de ses caractéristiques géométriques. Ainsi, plusieurs cas de figures peuvent être envisagés suivant la vitesse relative des bulles U_b par rapport à celle du gaz interstitiel (U_{mf} / ϵ_{mf}) :

- Cas des bulles lentes, c'est à dire des bulles pour lesquelles $U_b < U_{mf} / \epsilon_{mf}$:

$$\delta = \frac{U_0 - U_{mf}}{U_b + 2U_{mf}} \quad (\text{II-13})$$

- Bulles intermédiaires avec mages épais : $U_{mf} / \epsilon_{mf} < U_b < 5U_{mf} / \epsilon_{mf}$:

$$\delta = \frac{U_0 - U_{mf}}{U_b + U_{mf}} \quad \text{Lorsque } U_b \approx U_{mf} / \epsilon_{mf} \quad (\text{II-14})$$

et

$$\delta = \frac{U_0 - U_{mf}}{U_b} \quad \text{Lorsque } U_b \approx 5U_{mf} / \epsilon_{mf} \quad (\text{II-15})$$

- Grosse bulles montant très rapidement:

$$\delta = \frac{U_0 - U_{mf}}{U_b - U_{mf}} \quad (\text{II-16})$$

- Pour des cas où $U_0 \gg U_{mf}$

$$\delta = \frac{U_0}{U_b} \quad (\text{II-17})$$

La vitesse des bulles U_b qui intervient dans ces équations est calculée par l'équation :

$$U_b = U_0 - U_{mf} + U_{b\infty} \quad (\text{II-18})$$

$U_{b\infty}$ étant la vitesse d'ascension d'une bulle isolée déterminée par la corrélation de DAVIDSON et HARRISON (1963) :

$$U_{b\infty} = 0.711\sqrt{g \cdot d_b} \quad (\text{II-19})$$

La répartition du solide dans le lit est reliée au facteur δ par l'équation :

$$\delta \cdot (\gamma_b + \gamma_c + \gamma_e) = (1 - \delta)(1 - \varepsilon_{mf}) \quad (\text{II-20})$$

d'où:

$$\gamma_e = \frac{(1 - \varepsilon_{mf})(1 - \delta)}{\delta} - \gamma_b - \gamma_c \quad (\text{II-21})$$

Le facteur γ_b a été estimé à 0,005 à partir des observations expérimentales alors que γ_c est déterminé en considérant comme une seule phase le nuage et le sillage qui accompagne les bulles :

$$\gamma_c = (1 - \varepsilon_{mf}) \cdot \left[\frac{3}{U_{b\infty} \cdot \frac{\varepsilon_{mf}}{U_{mf}} - 1} + f_w \right] \quad (\text{II-22})$$

f_w : fraction volumique du bulle occupée par le sillage.

Dans le cas des lits fluidisés constitués de particules intermédiaires, les nuages formés autour des bulles deviennent très minces. Dans ces conditions, KUNII et LEVENSPIEL considèrent que le lit est divisé en deux régions : une phase bulle constituée des cavités vides de solide et une phase émulsion. Cette répartition du lit en deux phases réduit le coefficient de transfert considéré dans le modèle à deux phases à la partie due au transfert convectif :

$$k_{be} = 4.5 \frac{U_{mf}}{d_b} \quad (\text{II-23})$$

II-5 Modèle de Miyauchi (1974) :

A l'inverse de tous les autres modèles de la littérature, le modèle de MIYAUCHI (1974) a été développé en prenant en compte le fait qu'une partie du solide constituant le lit fluidisé se trouve en permanence suspendue dans la zone de désengagement.

L'auteur montre que la réaction catalytique a lieu initialement entre le gaz de la phase bulle et la fraction de solide que contient cette phase, puis entre le solide projeté dans le freeboard et le gaz sortant du lit.

II-6 Modèle de Werther (1980) :

Par similitude avec les modèles applicables aux réacteurs gaz-liquide, WERTHER a proposé un modèle à deux phases, tenant compte du profil de concentration autour des bulles (figure II-2).

Le passage du réactif de la phase bulle à la phase émulsion (où la réaction a lieu) se fait à travers un film de la phase émulsion dans lequel la concentration diminue jusqu'à la concentration régnant au sein de la phase émulsion.

Dans ce modèle, comme dans celui de KUNII et LEVENSPIEL, on néglige le passage du gaz à travers la phase émulsion est l'on considère un écoulement piston dans la phase bulles. Par contre, Werther tient compte du changement des propriétés physiques du lit (tailles de bulles, porosité...) suivant la hauteur.

Un des avantages du modèle de Werther est qu'il utilise ses propres corrélations pour le calcul des paramètres du modèle (coefficient de transfert de matière, aire interfaciale bulle-émulsion, etc...). ce modèle est particulièrement intéressant pour les réactions rapides mais peut être aussi utilisé pour les autres types de réactions à cause de sa complexité. Un exemple d'application au cas du réacteur de production d'anhydride maléique a été développé par Werther.

L'ensemble des équations nécessaires pour l'application du modèle de Werther à une réaction d'ordre un est donné dans le tableau II-2.

Remarque : le choix du modèle est représenté dans la figure (II-3).

* U_{mf} comme dans le tableau I (équation de Wen et Yu)

* On calcule $D_b = f(z)$ et D_{bmax} suivant les équations données dans le tableau I.

On en déduit h^* hauteur à laquelle les bulles atteignent leur taille maximale (pour une première approximation $h^* \approx 1m$). * L'aire interfaciale totale bulles-émulsion (en m^2/m^3) est donnée par :

$$a = 1740 \frac{(U - U_{mf})}{\sqrt{1 + 27.2(U - U_{mf})}} \cdot \frac{1}{\phi(D_L)F}$$

$$\begin{aligned} \text{avec : } \phi(D_L) &= 0.64 && \text{pour } D_L \leq 0.1m \\ &= 1.60(D_L)^{0.4} && \text{pour } 0.1m < D_L < 1m \\ &= 1.60 && \text{pour } D_L \geq 1m \end{aligned}$$

D_L étant le diamètre du lit fluidisé.

$$F = \frac{H}{0.18[1 - (1 + 6.84H)^{-0.8}]} \text{ pour } H < h^*$$

$$F = \frac{H}{0.18[1 - (1 + 6.84h^*)^{-0.8}] + [(1 + 6.84h^*)^{-1.8}(H - h^*)]} \text{ pour } H > h^*$$

*La fraction volumique occupée par les bulles est :

$$\varepsilon_b = 2.47 \frac{U - U_{mf}}{(1 + 27.2(U - U_{mf})^{1/6})} \cdot \frac{J}{\phi(D_L)}$$

$$\text{avec : } J = \frac{0.37}{H} [(1 + 6.84H)^{0.4} - 1] \text{ pour } H < h^*$$

$$\text{ou } J = \frac{0.37}{H} [(1 + 6.84h^*)^{0.4} - 1] + (1 + 6.84h^*)^{-0.6} \left(1 - \frac{h^*}{H}\right) \text{ pour } H > h^*$$

* Le coefficient de transfert de matière de la phase bulles vers la phase émulsion (en m/s) est :

$$K_g = 3.44 \frac{10^{-4}}{x} \sqrt{1 + 27.2(U_g - U_{mf})}$$

Avec: $x = 0,156$ pour le sable.

= $0,055$ pour les catalyseurs poreux silice-alumine

* Le nombre de Hatta est : $Ha = \frac{\sqrt{K_R D}}{K_g}$

* Le nombre d'unité de transfert de matière est : $N_K = \frac{K_g aH}{U_g - U_{mf}}$

* Le rapport volumique nuage / émulsion est : $\psi = \frac{a \cdot \delta}{(1 - \varepsilon_b)}$

Avec :

$\delta = \frac{D}{K_g}$ épaisseur du nuage formée autour des bulles.

* Le taux de conversion du réactif (X_A) est calculé par:

$$1 - X_A = \frac{C_A}{C_{Ai}} = \exp \left(- \left[\frac{(\psi^{-1} - 1)Ha + (\tanh Ha)}{(\psi^{-1} - 1)Ha(\tanh Ha) + 1} \right] N_K Ha \right)$$

(tanh signifiant tangente hyperbolique)

Tableau II-2 : Equations du modèle de Werther pour une réaction catalytique d'ordre 1.

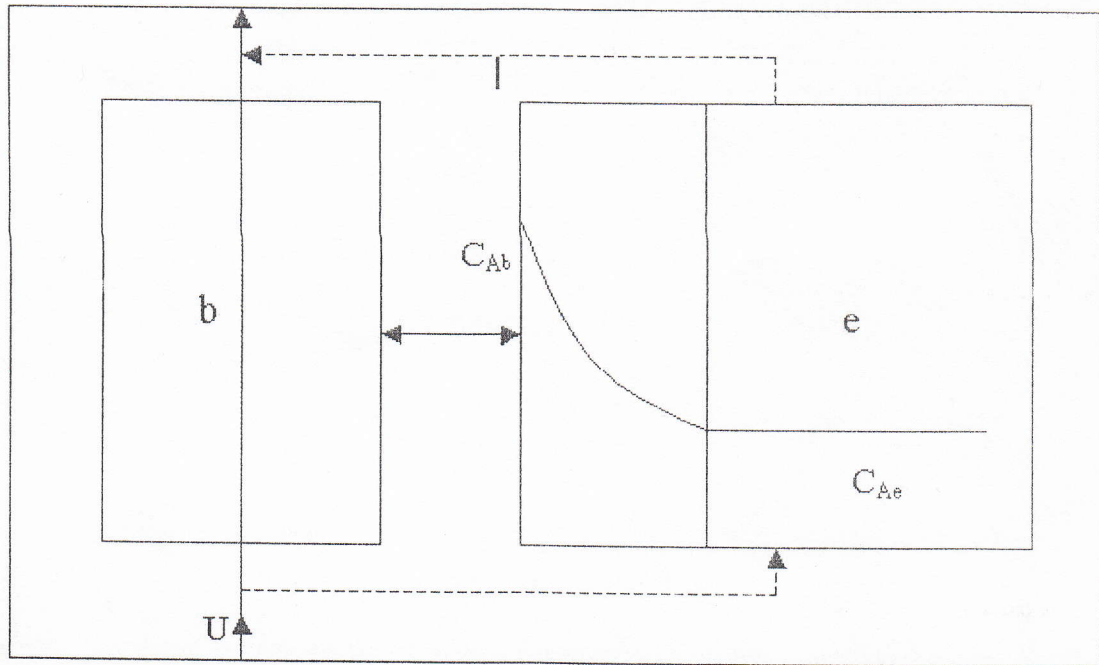
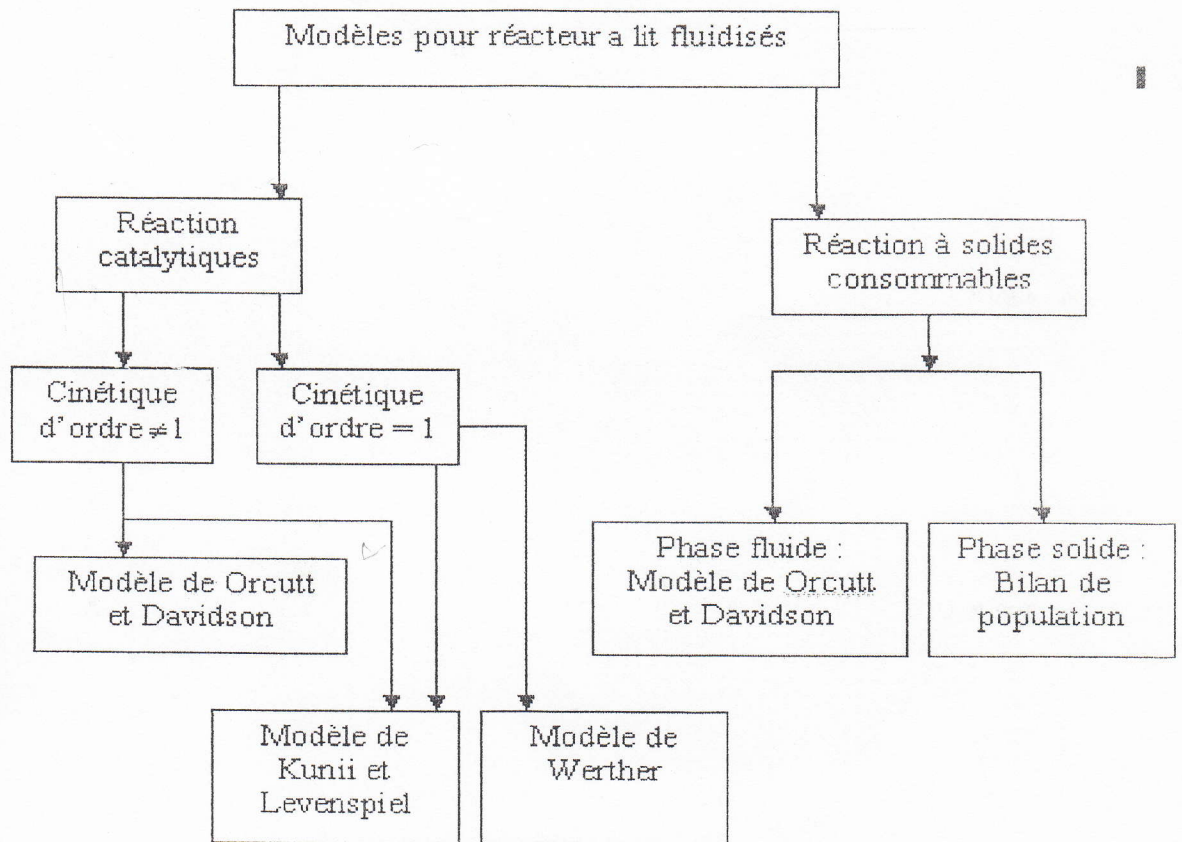


Figure II-2: Modèle de Wether avec profil de concentration à l'interface bulle-émulsion.



Modèle de Grace pour la Zone au-dessus de la grille
 Modèle de Yates et Rowe pour la zone au-dessus du lit

Figure II-3 : Choix du modèle pour différents systèmes réactionnels.

II-7 Le modèle d'assemblage de bulles de Kato et Wen (1969) :

Comme le modèle de PARTRIDGE et ROWE, le diamètre des bulles dans ce modèle évolue en fonction de la hauteur au-dessus du distributeur bien que cette évolution soit basée sur une corrélation empirique. Les hypothèses sur lesquelles le modèle de KATO et WEN est basé sont :

- 1- Le lit fluidisé est représenté par N compartiments. La hauteur de chacun de ces compartiments est égale au diamètre des bulles à chaque niveau dans le lit.
- 2- Chaque compartiment est divisé en phase bulle et phase émulsion. Le gaz continu dans chacune des phases est considéré comme parfaitement mélangé.
- 3- Les particules de la phase émulsion sont dans les conditions du minimum de fluidisation.
- 4- Les bulles sont considérées sphériques et entourées d'un nuage dont le diamètre est calculé par la corrélation de DAVIDSON :

$$\left[\frac{R_c}{R_b} \right]^3 = \frac{U_b + 2 \frac{U_{mf}}{\varepsilon_{mf}}}{U_b - \frac{U_{mf}}{\varepsilon_{mf}}} \quad (\text{II-24})$$

- 5- Le volume total des bulles est déduit à partir de l'expansion de la couche :

$$V_b = (H_L - H_{mf}) \cdot S_r \quad (\text{II-25})$$

- 6- L'échange gazeux entre la phase bulle et la phase émulsion a lieu par diffusion et par adsorption sur le solide. Le coefficient global de transfert par unité de volume de bulle s'écrit :

$$F_d = K_{be} + m \cdot K_p \quad (\text{II-26})$$

Le coefficient de transfert de matière gaz entre les bulles et l'émulsion par unité de volume de la phase bulle est calculé par :

$$K_{be} = \frac{0.11}{d_b} \quad (\text{II-27})$$

m : le coefficient de transfert de matière (solide) entre les bulles et l'émulsion par unité de volume de la phase bulle.

K_p : constante d'équilibre d'adsorption.

7- Les bulles grandissent au fur et à mesure qu'elles montent dans le lit jusqu'à atteindre un diamètre d'équilibre correspondant à une vitesse de bulle égale à la vitesse terminale de chute des particules. Ce diamètre d'équilibre est calculé par :

$$d_T = \left[\frac{U_g}{0.71} \right]^2 \cdot \frac{1}{g} \quad (\text{II-28})$$

8- Le lit fluidisé est isotherme.

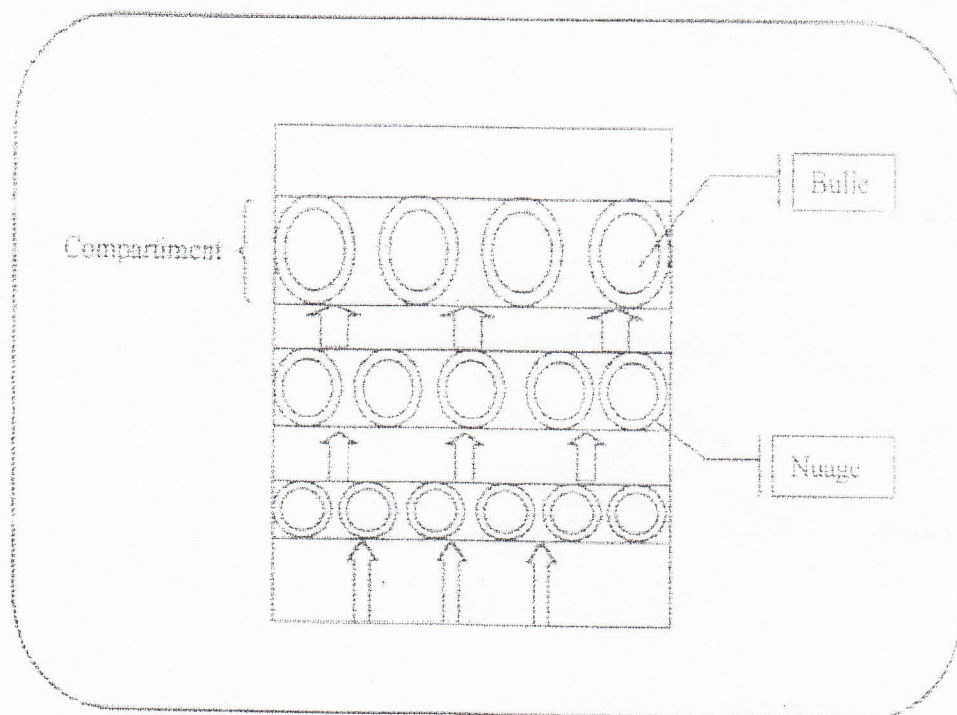


Figure II-4 : représentation schématique du modèle d'assemblage des bulles.

Le diamètre des bulles à chaque hauteur est calculé par la corrélation de KOBAYCHI et Coll, à laquelle un terme correspondant à l'effet d'un distributeur à plaque perforée a été ajouté.

L'équation proposée s'écrit alors :

$$d_b = 1.4 \cdot \rho_p \cdot d_p \left[\frac{U_g}{U_{mf}} \right] \cdot h + d_{b0} \quad (\text{en c.g.s}) \quad (\text{II-29})$$

avec:

D_{b0} : diamètre des bulles formées au niveau du distributeur, ce diamètre initial est calculé par la corrélation de Cooke et Coll (1986).

$$d_{b0} = \left[\frac{6 \cdot S_r \cdot (U_g - U_{mf})}{n_{or} \cdot \pi} \right] \cdot \frac{1}{g^{0.2}} \quad (\text{II-30})$$

n_{or} : nombre de trous du distributeur.

La masse volumique du gaz (ρ_g), est estimée à partir de la loi des gaz parfaits connaissant sa température, T_g , et sa masse molaire M_g :

$$\rho_g = \frac{M_g \times P_g}{R \times T_g} \quad (\text{II-31})$$

La détermination des propriétés des bulles à chaque niveau dans le lit dense (diamètre et vitesse d'ascension) est effectuée en se basant sur la vitesse superficielle moyenne du gaz dans le compartiment considéré exprimée comme suit :

$$(U_g)_N = \frac{U_N + U_{N-1}}{2} \quad (\text{II-32})$$

Dans notre Cas

$$U_N = U_{N-1} \quad \text{donc} \quad U_g = U_N$$

L'utilisation de la corrélation de MORI et WEN (1975) pour le diamètre des bulles et celle de DAVIDSON et HARRISON (1963) pour leur vitesse d'ascension .

- Diamètre moyen des bulles à chaque niveau :

$$(d_b)_N = d_{bm}^N - (d_{bm}^N - d_{b0}) \exp\left(-0.3 \times \frac{z}{D_r}\right) \quad (\text{II-33})$$

avec : d_{bm} : diamètre maximale théorique de bulle résultant d'une coalescence totale

$$d_{bm} = 1.64 \left[S_r (U_g^N - U_{mf}) \right]^{0.4} \quad (\text{II-34})$$

- vitesse d'ascension des bulles :

$$U_b = U_g - U_{mf} + U_{b\infty} \quad (\text{II-35})$$

A partir de la vitesse d'ascension des bulles dans chaque compartiment, on déduit les fractions volumiques occupées par la phase bulle et la phase émulsion :

$$(V_b)_N = \left[d_b \times S_r \times \frac{U_g - U_{mf}}{U_g} \right]_N \quad (\text{II-36})$$

$$(V_e)_N = d_b^N \times S_r - (V_b)_N \quad (\text{II-37})$$

et on calcule la masse de chaque compartiment par la formule suivante :

$$(m)_N = \rho_p \times (1 - \varepsilon_{mf}) \times (V_e)_N \quad (\text{II-38})$$

Le degré de vide de chaque compartiment est un paramètre essentiel qui permet de distinguer la répartition du gaz entre les bulles et l'émulsion.

A partir des observations expérimentales, il a été montré que le degré de vide du lit reste sensiblement constant jusqu'à une hauteur correspondant à la hauteur du lit au minimum de fluidisation. Au-dessus de cette hauteur, le degré de vide évolue de façon linéaire.

L'expansion du lit H_L est calculée par l'équation :

$$\frac{H_L - H_{mf}}{H_{mf}} = \frac{U_g - U_{mf}}{0.711 \sqrt{g \cdot d_b}} \quad (\text{II-39})$$

avec:

$$\overline{d_b} = 1.4 \cdot \rho_p \cdot d_p \cdot \left[\frac{U_g}{U_{mf}} \right] \cdot \frac{H_{mf}}{2} + d_{b0} \quad (\text{II-40})$$

et le degré de vide peut être déduit alors pour les deux parties du lit comme suit :

$$1 - \varepsilon = \frac{H_{mf}}{H_L} (1 - \varepsilon_{mf}) \quad \text{lorsque } h \leq H_{mf} \quad (\text{II-41})$$

et

$$1 - \varepsilon = \frac{H_{mf}}{H_L} (1 - \varepsilon_{mf}) - \frac{H_{mf}}{2} \cdot \frac{(1 - \varepsilon_{mf})(h - H_{mf})}{2 \cdot H_L - (H_L - H_{mf})} \quad \text{lorsque } H_{mf} \leq h \leq H_{mf} + 2(H_L - H_{mf}) \quad (\text{II-42})$$

RESULTATS ET DISCUSSION

Dans ce chapitre nous allons discuter dans un premier temps la structure du programme. Ensuite, nous nous intéresserons la description du système opératoire simulé, et nous choisirons les corrélations qu'on va utiliser pour la simulation du comportement hydrodynamique du lit. enfin ,nous présentons les résultats tirés a partir de cette étude .

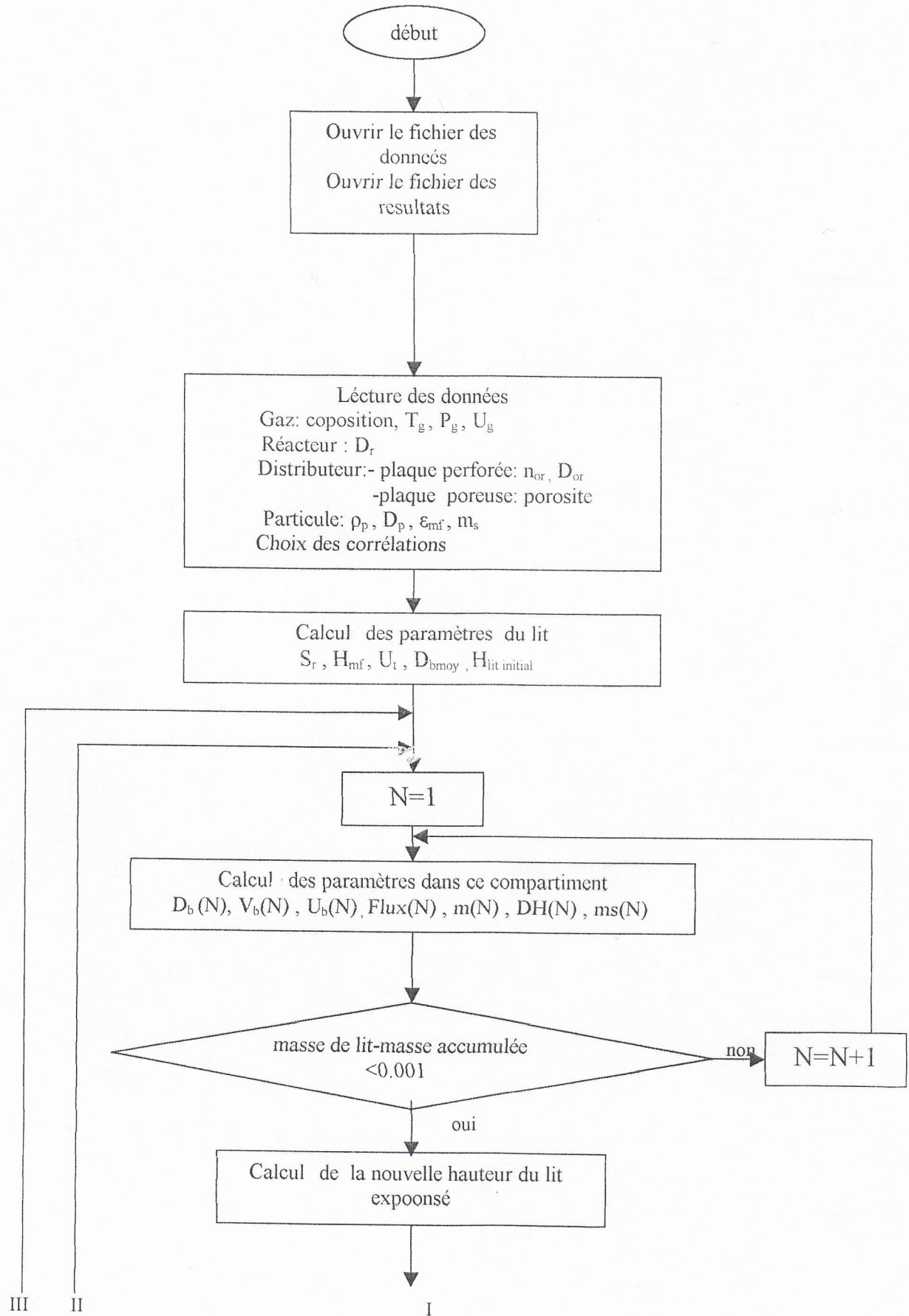
III-1 Structure du programme :

Les programme que nous avons construit est écrit en fortran 90

Ce programme est constitué par les éléments suivants :

- Les programme principale contenant trois parties qui sont les suivantes :
 - 1- partie lecture des données ;
 - 2- partie de calcul de tous les paramètres concernant l'hydrodynamique d'un lit fluidisé ;
 - 3- partie affichage des résultats .
- Des sous programmes, qui nous permettent de calculer les éléments suivants :
 - 1- La vitesse minimale de fluidisation ;
 - 2- La masse volumique du gaz ;
 - 3- La viscosité du gaz ;
 - 4- Les diamètres des bulles dans chaque compartiment .

On présentes la structure de programme dans l'organigramme suivant



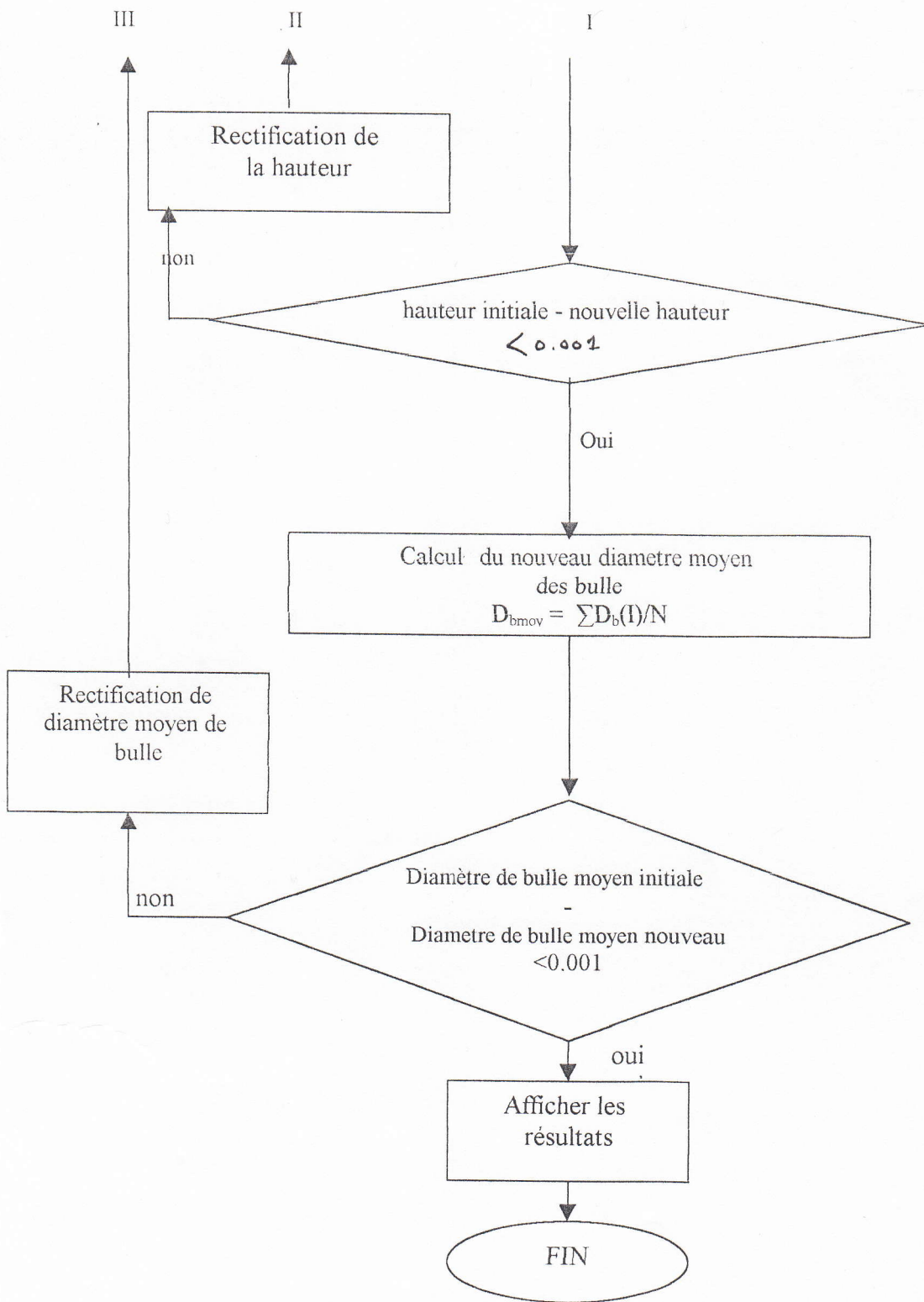


Figure III-1 Organigramme représentant la structure du programme de calcul.

III-2 Description du système opératoire simulé :

La description du système opératoire simulé est basé essentiellement sur quelque paramètre concernant le réacteur, les particules et le gaz utilisé . donc on a retenu les propriétés ci-dessous :

- propriétés des particules :
 - La masse volumique (Kg/m^3) : 2650
 - Diamètre (micromètre) : 350
 - porosité au minimum de fluidisation : 0.4
 - La masse totale (Kg) : 12
 - Type : sable
- Propriétés du réacteur :
 - Diamètre (cm) : 18
 - Type de distributeur : a plaque perforées
 - Diamètre des orifices de distributeur (mm) : 2
 - Nombre des orifices : 130
- Propriétés du gaz :
 - Température (k) : 293
 - Pression (atm) : 1
- Composition : l'air

III-3 Choix des corrélations :

Dans ce paragraphe, nous allons d'abord réaliser une discrimination des corrélations de la bibliographie notamment en ce qui concerne celles relatives au calcul de la vitesse minimale de fluidisation et celles relatives à l'évolution du diamètre des bulles en fonction de la hauteur dans le lit. ensuite, une fois que le choix des corrélations est réalisé, nous allons effectuer des simulations du comportement hydrodynamique du lit dans différentes conditions opératoires.

III-3-1 Vitesse minimale de fluidisation :

Le calcul de la vitesse minimale de fluidisation a partir de plusieurs corrélations tirées des travaux bibliographique a donné les résultats regroupés dans le tableau (III-1).

Corrélation	Vitesse minimale de fluidisation(m/s)
Wen et Yu	0.103
Tannous et coll	0.138
Lucas et coll	0.102
Thonglimp et coll	0.112

Tableau III-1 : Calcul de la vitesse minimale de fluidisation par les différentes corrélations

D'après ces résultats, on remarque que les corrélations de WEN et YU , LUCAS et coll, ainsi que celle de THONGLIMP et coll sont très proches les unes par rapport aux autres, alors que la corrélation de TANNOUS et coll donne un résultat relativement éloigné.

On peut en conclure qu'il est fort probable que les résultats de ces trois corrélations soit celui qui est le plus proche de la mesure expérimentale. Pour la suite, nous allons retenir celle de LUCAS et coll. Car elle a été établie à des températures variées entre 20 et 900 °C.

III-3-2 Evolution du diamètre des bulles :

A partir des résultats de calcul du diamètre des bulles en fonction de la hauteur à différentes vitesses de gaz par la corrélation de KOBAYASHI et celle de MORI et WEN , on a pu tracer les graphes représentés les figures (III-2 et III-3).

A la lumière de ces deux graphes ,on remarque que le diamètre des bulles dépasse le diamètre de réacteur pour des vitesses de gaz importantes. par conséquent, l'application de ces deux corrélations reste limitée à des valeurs faibles de la vitesse (moins de $6U_{mf}$).

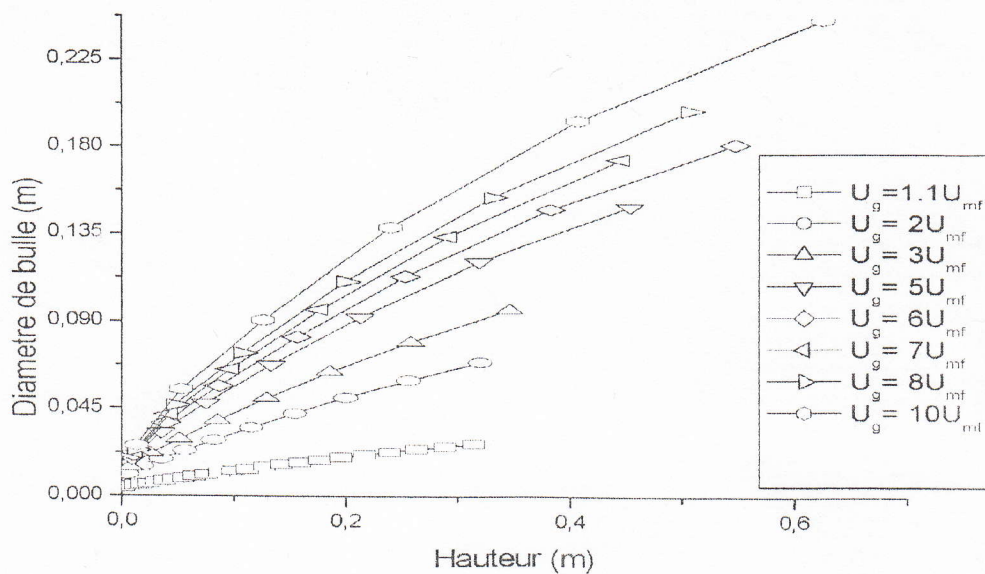


Figure III-2 : Diamètre de bulle en fonction de la hauteur par rapport au distributeur (corrélacion de MORI et WEN).

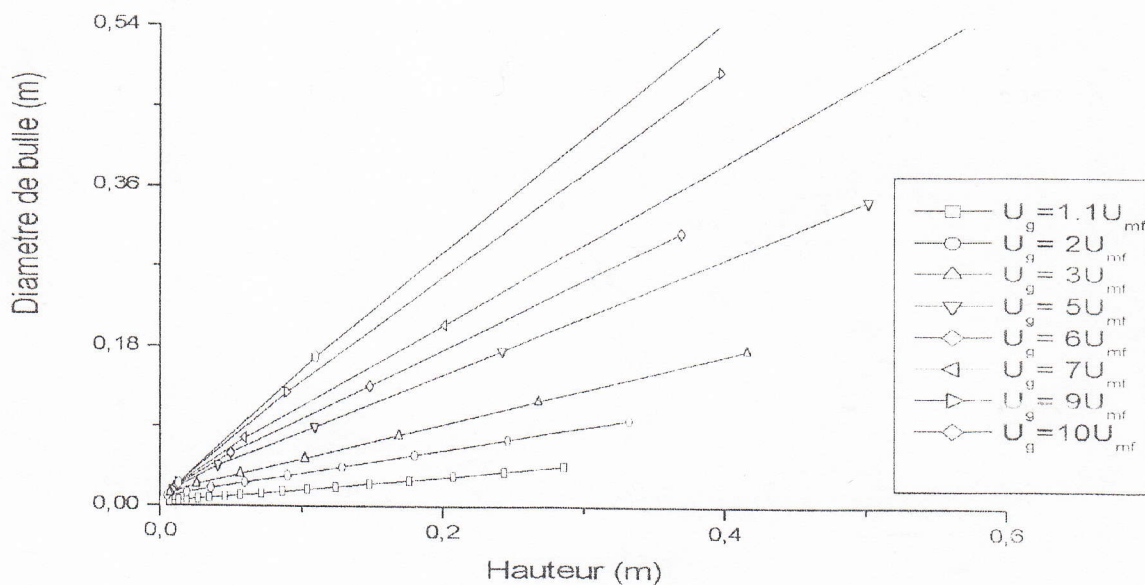


Figure III-3 : Diamètre de bulle en fonction de la hauteur par rapport au distributeur (corrélacion de KOBAYASHI).

Par ailleurs, une simple comparaison entre ces deux corrélations nous montre que celle de MORI et WEN est la plus adaptée car elle donne de bons résultats à vitesse allant jusqu'à $6U_{mf}$. En revanche, la corrélation de KOBAYASHI n'est valable que pour les vitesses inférieures à $3U_{mf}$.

De ce fait, nous retenons la corrélation de MORI et WEN pour le reste de notre travail.

III-4 Simulations du comportement hydrodynamique :

III-4-1 Evolution du diamètre des bulles dans le lit :

Les résultats obtenus de calcul du diamètre des bulles en fonction de la hauteur par rapport au distributeur pour des vitesses variables sont présentés sur la figure III-2.

D'après le graphe, nous remarquons une augmentation du diamètre des bulles au cours de leur ascension. Cette augmentation est importante pour des vitesses de gaz élevées. Ce comportement peut être expliqué par le fait que les bulles sont de petites tailles à côté du distributeur et elles sont en grand nombre. Plus elles s'éloignent du distributeur plus leur nombre diminue et leur diamètre augmente sous l'effet de leur coalescence.

Ce phénomène de l'augmentation rapide du diamètre de bulle relativement à la vitesse du gaz peut être expliqué par la cône de WERTHER lorsque U_g augmente donc le volume de bulle augmente aussi car
$$\left(V_b = \frac{H - H_{mf}}{H} \times S_r \times DH \right)$$
 ce que implique que le diamètre de bulle augmente très rapidement car la coalescence totale des bulles a lieu à une hauteur équivalente à deux fois le diamètre de la colonne.

III-4-2 Evolution de la vitesse d'ascension de bulle :

La présentation des résultats obtenue à propos de la vitesse d'ascension des bulles en fonction de la hauteur à différentes vitesses de gaz est présentée de la figure III-4-ci-dessous.

Nous observons à partir du graphe que la majorité des courbes sont constituées de deux parties, la première présente l'augmentation de la vitesse d'ascension de bulle en fonction de la hauteur alors que la deuxième partie nous montre le contraire c'est à dire, la régression de la vitesse d'ascension de bulle en fonction de la hauteur.

La première partie peut être expliquée par la diminution de la force exercée par le poids des particules situées au-dessus des bulles, au fur et à mesure qu'elles montent dans le lit.

La deuxième partie reflète l'apparition de l'effet des parois de la colonne. En effet, comme on a déjà expliqué, l'ascension des bulles dans le lit génère une augmentation de leur diamètre.

Lorsque ce dernier s'approche du diamètre du réacteur, les parois de ce dernier commencent à exercer une force de frottement contre les bulles ce qui diminue leur vitesse.

Ce comportement est observé seulement pour des vitesses importantes du gaz. On remarque en effet que le diamètre des bulles n'atteint jamais celui du réacteur dans le cas des faibles vitesses.

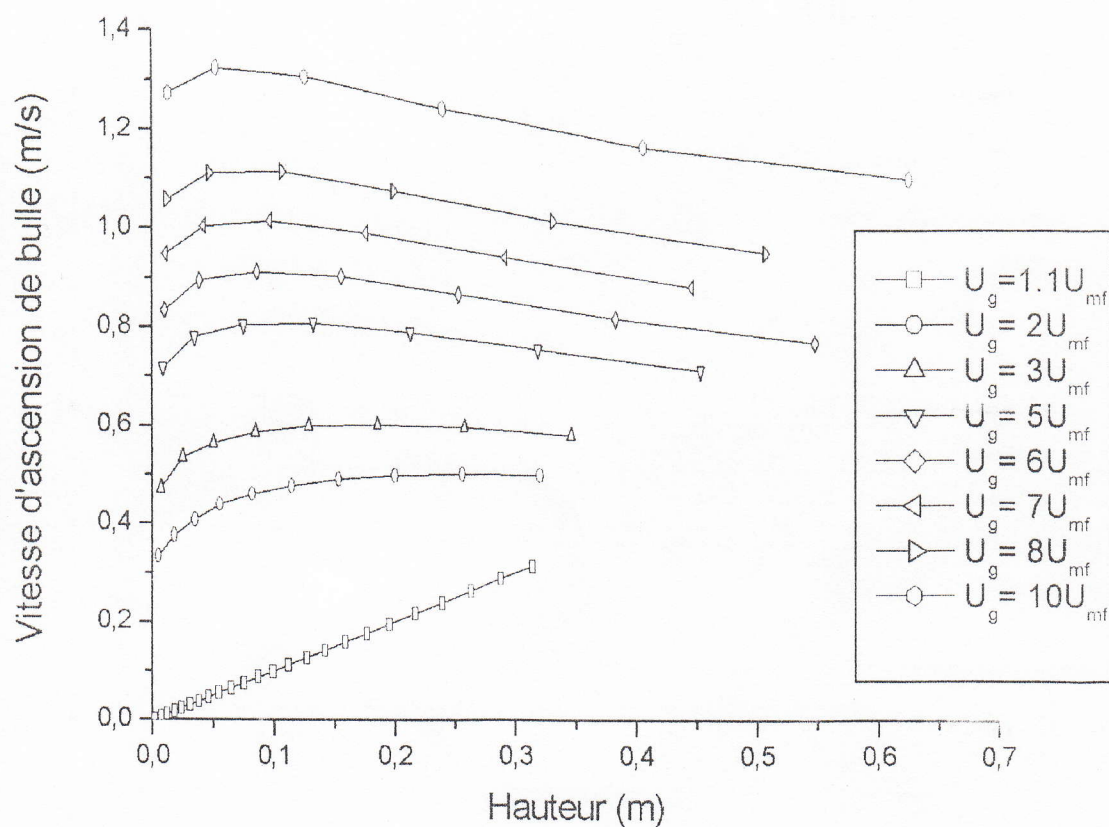


Figure III-4 : vitesse d'ascension de bulle en fonction de la hauteur par rapport au distributeur.

III-4-3 Flux de gaz échange entre les bulles et l'émulsion :

La présentation de flux de gaz transféré entre la phase bulle et la phase émulsion par unité de volume de la phase bulle en fonction de la hauteur pour des vitesses variables, est représentée sur la figure (III-5).

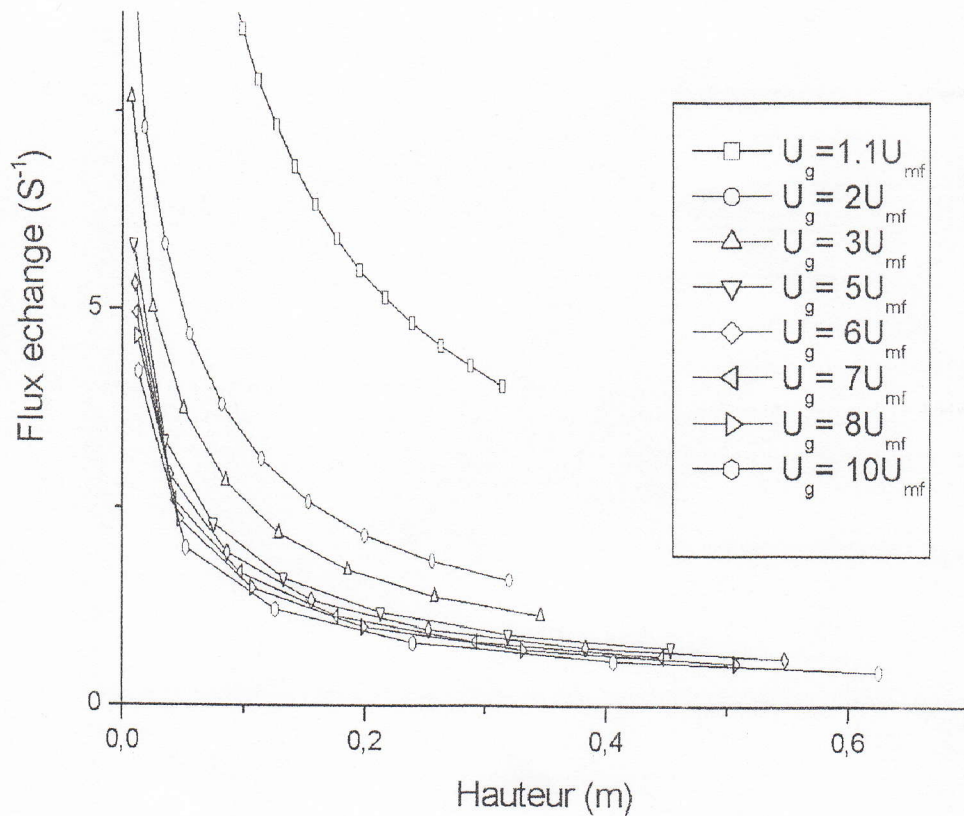


Figure III-5 : Flux de matière échangé entre la phase bulle et la phase émulsion par unité de volume de la phase bulle en fonction de la hauteur.

D'après ce graphique, on remarque une diminution de flux de gaz échangé avec l'augmentation de la hauteur. Cette diminution est plus rapide à chaque fois que la vitesse est diminuée. Cela est expliqué par l'augmentation de la hauteur qui mène à une augmentation de

La vitesse d'ascension des bulles par rapport au gaz interstitiel $\left(\alpha = \frac{U_b}{U_{mf} / \varepsilon_{mf}} \right)$.

Dans le cas où $\alpha < 1$, le circuit est ouvert et le gaz s'introduit par le bas des bulles et s'échappe du haut.

De plus en plus, que la valeur de α augmente le mouvement du gaz continue de l'intérieur des bulles vers l'extérieur jusqu'à ce que le système soit fermé (α très grand).

Dans ce cas, le flux de matière échangé entre les bulles et l'émulsion par unité de volume de la phase bulle est faible.

Notons que cette explication n'est valable que pour la vitesse de gaz $U_g = 1.1 U_{mf}$ car on remarque d'après la figure III-6 que pour les autres vitesses de gaz, le régime des bulles est toujours un régime fermé ($\alpha > 1$).

Pour les autres valeurs des vitesses, on peut expliquer d'après la relation de ROWE et PARTRIDGE qui donne le rapport entre le volume de nuage et le volume de bulle comme

$$\text{suite : } \frac{V_c}{V_b} = \frac{1}{\alpha - 1},$$

et lorsque α augmente le rapport $\left(\frac{V_c}{V_b} \right)$ diminue ce qui signifie que le volume de nuage diminue, donc le flux de gaz échangé entre la phase bulle et la phase émulsion par unité de volume de la phase bulle diminue aussi.

III-4-4 Evolution du volume des bulles et d'émulsion :

Nous présentons dans les figures III-7 et III-8, l'évolution de volume de bulle et celui de l'émulsion en fonction de la hauteur.

Les deux graphes nous montrent que le volume des bulles dans le lit et de l'émulsion augmentent avec l'augmentation de la hauteur.

L'explication qu'on peut donner à ce comportement, c'est que d'après le modèle de KATO et WEN, les hauteurs des différents compartiments sont différentes, puisque pour une

vitesses donnée de gaz la fraction volumique de la phase bulle reste constante, le volume des bulles augmente alors avec l'augmentation de la hauteur du compartiment, la même explication reste valable pour ce qui est du volume de la phase émulsion.

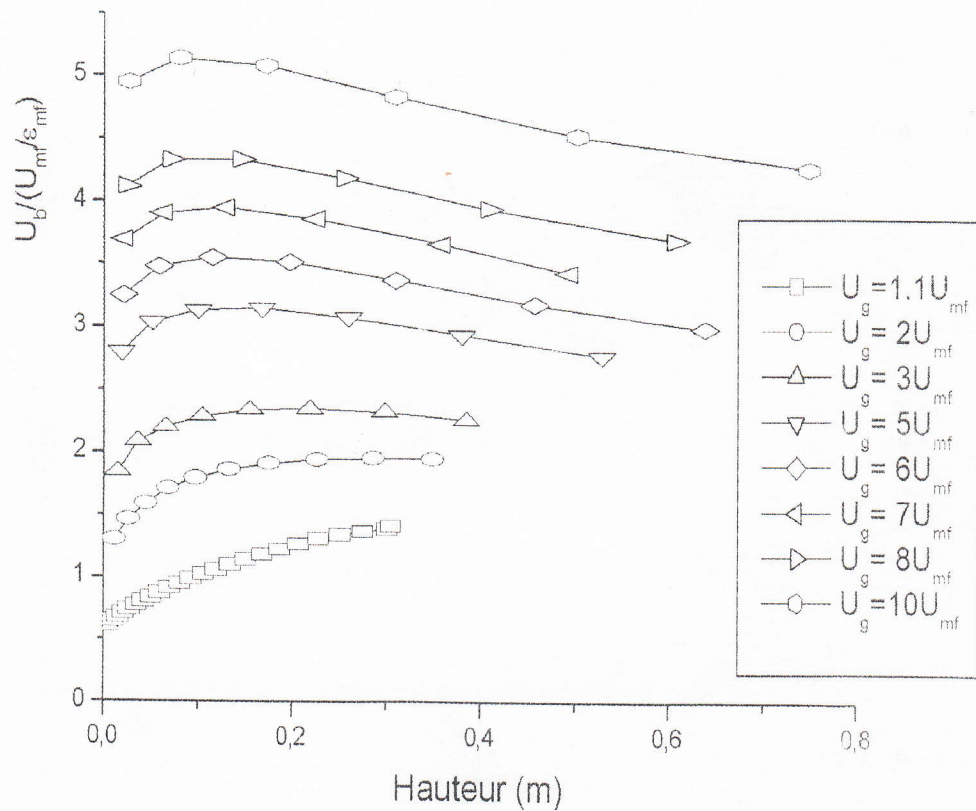


Figure III-6 : Rapport entre la vitesse d'ascension de bulle et la vitesse interstitielle en fonction de la hauteur.

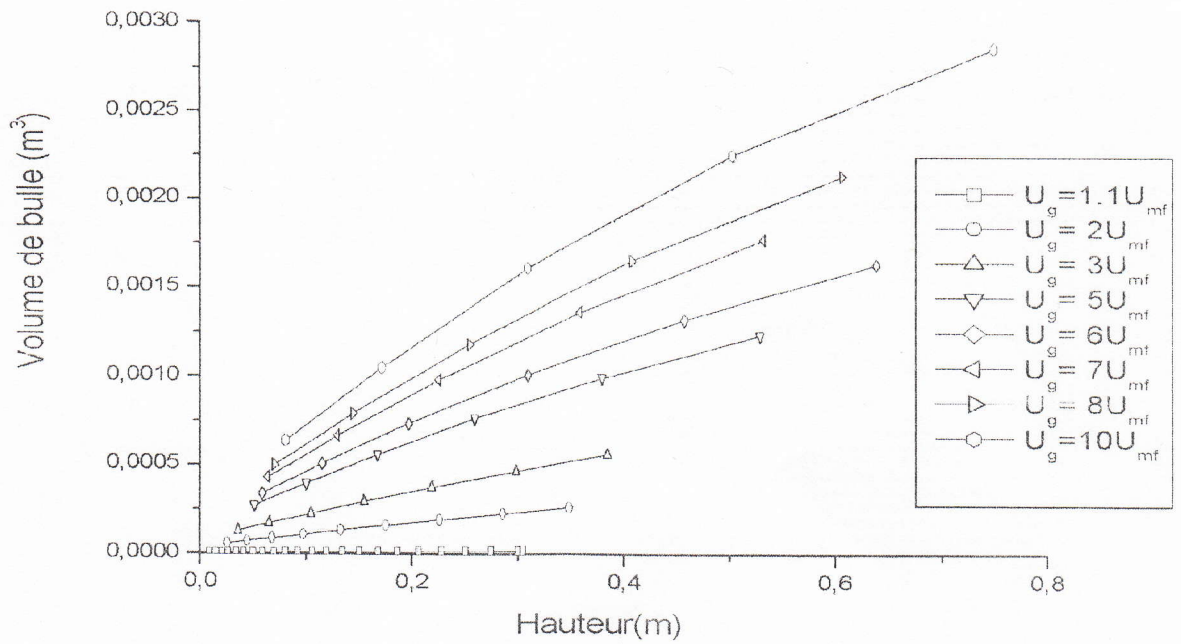


Figure III-7 : Volume de bulle en fonction de la hauteur .

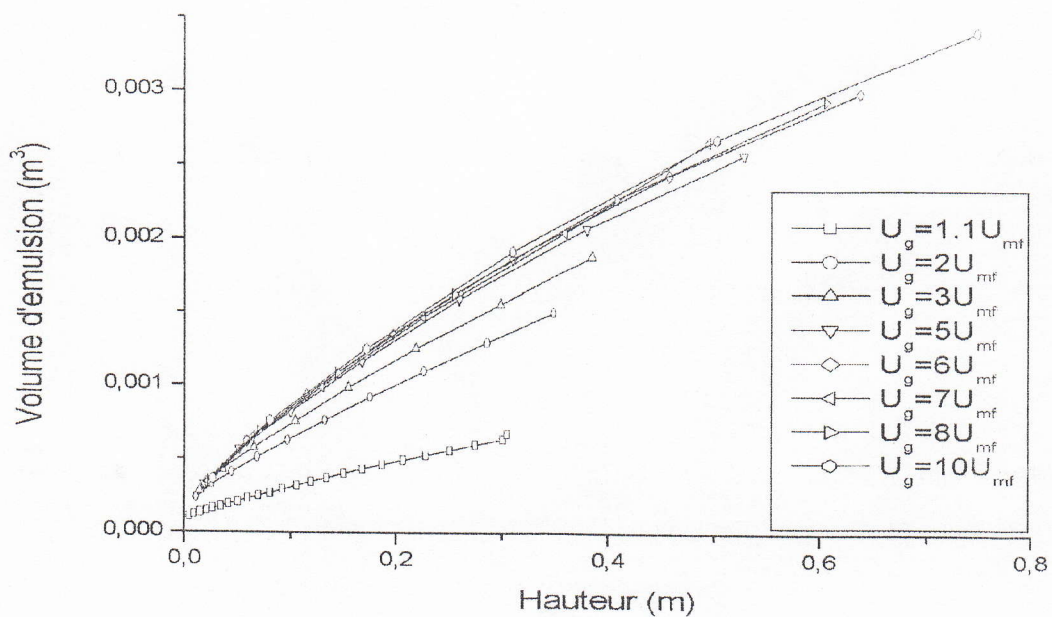


Figure III-8 : Volume d'émulsion en fonction de la hauteur.

III-4-5 Hauteur du lit expansé :

les résultats concernant l'évolution de la hauteur du lit expansé sont présentes sur la figure III-9.

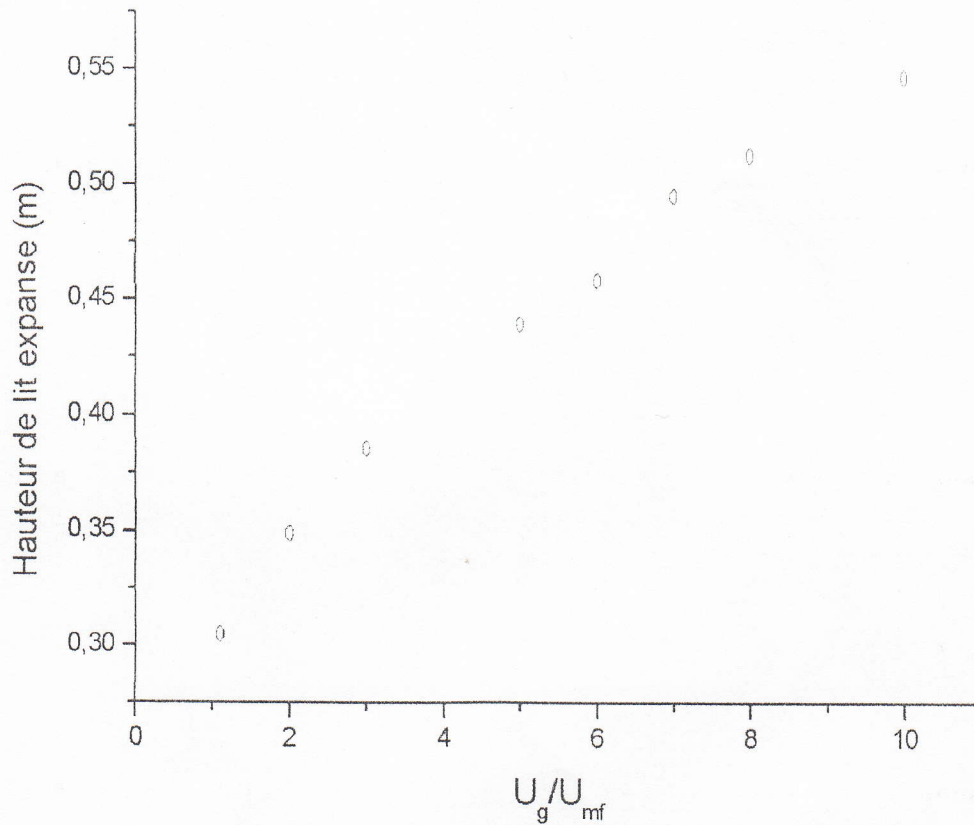


Figure III-9 : Hauteur de lit expansé en fonction du rapport entre la vitesse du gaz et la vitesse minimale de fluidisation.

Nous remarquons à partir de ce graphique, l'augmentation de la hauteur du lit expansé avec l'augmentation de $\left(\frac{U_g}{U_{mf}}\right)$. c'est-à-dire que la vitesse augmente donc le volume de la phase bulle et la phase émulsion augmente aussi, ce qui signifie que le volume totale de

chaque compartiment augmente , alors le volume totale de lit augmente , cette augmentation implique que la hauteur de lit expansé augmente .

III-4-6 Répartition des particules dans le lit :

D'après la définition de MIYAUCHI (1974), la hauteur de lit expansé est définie comme la hauteur à laquelle la fraction volumique de lit occupée par les bulles est égale à 0,5

Lorsqu'on trace la fraction volumique de lit occupée par les bulles (δ) en fonction de rapport entre la vitesse de gaz et la vitesse minimale de fluidisation, on trouve les résultats reportés sur la figure (III-10).

Rappelons que δ est calculé à partir du bilan de continuité de DAVIDSON et HARRISON à savoir
$$\delta = \frac{H - H_{mf}}{H}$$

Nous remarquons sur cette figure que jusqu'à des vitesses superficielles de gaz égales à environ $12U_{mf}$, la fraction volumique des bulles est inférieure à 0,5 , ce qui signifie qu'on est en présence d'un lit fluidisé dense. par contre, à des vitesses de gaz supérieures à $12U_{mf}$, la fraction volumique des bulles dépasse 0,5 et l'on est en présence d'un lit très dilué.

Ainsi, on peut en conclure que ce critère nous permet de limiter la validité du modèle de KATO et WEN à des vitesses inférieures à $12U_{mf}$.

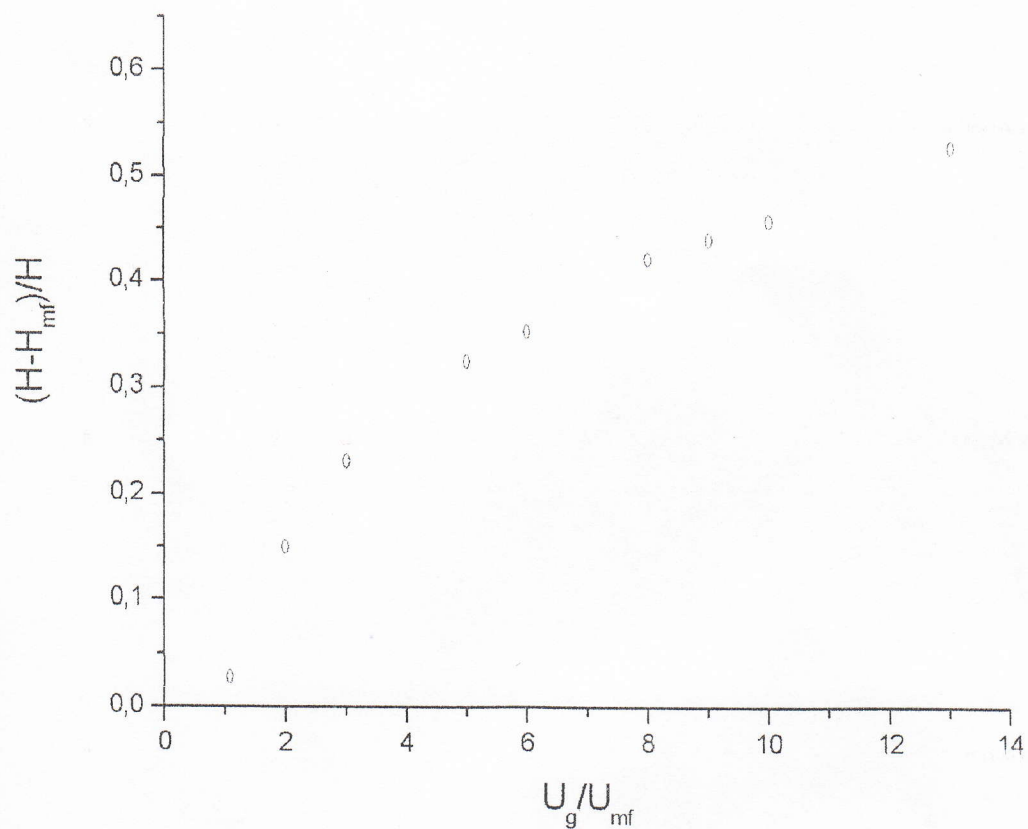


Figure III-10 : Fraction volumique de lit occupée par les bulles en fonction de rapport entre la vitesse du gaz et la vitesse minimale de fluidisation.

Conclusion

En conclusion, les résultats obtenus à partir de cette étude nous permettent de tirer les conclusions suivantes :

- L'efficacité de modèle de KATO et WEN pour l'étude hydrodynamique d'un lit fluidisé, reste limitée. à des vitesses inférieures à $6U_{mf}$.
- Dans le domaine de l'efficacité du modèle de KATO et WEN, on a remarqué et enregistré une logique dans les résultats obtenus qui ont pu être expliqués et démontrés à travers les théories et les hypothèses.
- pour les vitesses supérieures à $6U_{mf}$, on propose l'utilisation de modèle de KUNII et LEVENSPIEL qui prend en considération le régime de bullage et qui exige un diamètre fixe des bulles dans tous les compartiments de lit.
- Cette étude reste toujours dans le domaine de la théorie en attendant les confirmations de ces résultats à travers les expériences sur installation pilote.
- Enfin, ce travail est considéré comme première étape pour l'étude de réacteur à lit fluidisé.
Il doit donc être suivi par d'autres travaux concernant les aspects transfert thermique, et réaction chimique.

Bibliographie

Botteril J. S. M., George J. S., Besford H., "*Bubble chains in gaz fluidized beds*", Chem. Eng. Prog. Symp. Series 62 (62) pp 7-14 (1966).

Bretsznajder S., "*Prediction of transport and other physical properties of fluids*", Pergamon Fundamentals, 14 (2), pp 75 (1975).

Chiba T., Kobayashi H., "*Solid exchange between the bubbles wake and the emulsion phase in a gaz fluidized bed*", J. of Chem. Eng. of Japan, 3 (3) (1977).

Darton R. C., Lanauze R. D., Davidson J. F., Harrison D., "*Bubble growth due to coalescence in fluidized beds*", Trans. Instn. Chem. Engrs., 55 pp 274-280 (1977).

Davidson J. F., Harrison D., "*Fluidized particles*", Cambridge University press, London (1963).

Dounit. S., "*Combustion du gaz naturel en réacteur à lit fluidisé : Etude expérimentale et modélisation de la zone dense et de la zone de désengagement*", Thèse Docteur de l'institut National polytechnique de Toulouse, (2001).

Geldart D., "*Types of gaz fluidization*", Powder Technology, 7 pp 285 (1973).

K.Shkourzadeh. "*Technique de l'ingenieur : Calcule des réacteur à lits fluidisés*" Volume j3, pp 4100 (1-50) (1992).

Kato, K., Wen, C. Y., "*Bubble assemblage model for fluidized bed catalytic reactor*", Chem. Eng. Sci., 24, pp 1351-1369 (1969).

Kunii D., Levenspiel O., "*Bubbling bed model : Model for the flow of gaz through a fluidized bed*", Ind. Eng. Chem Fundamentals, 7, pp 481 (1968).

Kunii D., Levenspiel O., "*Fluidization engineering*", 2nd edition, Butterworth Heinenman, Boston (1991).

Lucas A., Arnaldos J., Casal J., Puigjaner L., "*High temperature incipient fluidisation in mono and polydisperse systems*", Chem. Eng. Communucations, 41, pp 121 (1986).

Miyauchi T., "*Concept for successive contact mechanism for catalytic reaction in fluid beds*", J. of Chem. Eng. of Japan, 7 (3), pp 201-207 (1974).

Mori S., Wen C. Y., "*Estimation of bubble diameter in gaseous fluidised beds*", AIChE J., 21 (1) pp 109-115 (1975).

Murray J. D., , J. of Fluid Mech., 21, pp 465 (1965).

Orcutt J. C., Davidson J. E., Pigford R. L., "*Reaction time distributions in fluidized catalytic reactors*", Chem. Eng. Prog. Symp. Series, 38 (58), pp 1 (1962).

Partridge B. A., Rowe P. N., "*Chemical reaction in a bubbling gas-fluidized bed*", Trans. Instn. Chem. Engrs., 44, T335 (1966).

Rowe P. N., Partridge B. A., "*An X-Ray study of bubbles in fluidized beds*", Trans. Instn. Chem. Engrs., 43 (1965).

Tannous K., "*Contribution à l'étude hydrodynamique des lits fluidisés de grosses particules*", Thèse de Doctorat INP-ENSIGC, Toulouse (1993).

Thonglimp V., *"Contribution à l'étude hydrodynamique des couches fluidisées par un gaz, vitesse minimale de fluidisation et expansion"*, Thèse de Doctorat INP-ENSIGC, Toulouse (1981).

Toomey R. D., Johnstone H. F., *"Gaseous fluidization of solid particles"*, Chem. Eng. Progress, 48, pp 220 (1952).

Wen, C.Y., Yu Y. U., *"A generalized method for predicting the minimum fluidizing velocity"*, AIChE J., 12 (3), pp 610-612 (1966).

Werther J., *"Modelling and scale-up of industrial fluidized bed reactors"*, Chem. Eng. Sci., 35, pp 372-279 (1980).

Werther J., Molerus ., *"The local structure of gas fluidized beds : Part II :The spatial distribution of bubbles"*, Int., J. of mult. Flow, 1 , 173 (1973).

Yerushalmi J., Cankurt N. T., *"Further studies of the regimes of fluidization"*, Powder Technology, 24, pp 187-205 (1979).

ملخص:

نضرا للأهمية القصوى التي تكتسبها دراسة المفاعلات وخاصة المفاعلات ذات الطبقات المائية وهذا لاستعمالاتها المتعددة في مجال الصناعة الكيمائية والبتز وكيمائية، وفي هذا النطاق اقترحت عدة نماذج كل منها يعتمد على فرضيات للوصول إلى تصميم هاته المفاعلات بطريقة أكثر فعالية، ومن بين هاته النماذج اخترنا في دراستنا هاته نموذج (كاتو ووان) وحاولنا دراسة حركة الطبقات المائية وهذا في الوسط (صلب--غاز) لاعتبارها الخطوة الأولى في دراسة المفاعلات ذات الطبقات المائية .

والهدف من دراستنا هو إنشاء نموذج بلغة (الفورتران) لتسهيل دراسة حركة الطبقات المائية أو للمساعدة في تكملة الجوانب الأخرى للمفاعلات ذات الطبقات المائية (جانب التفاعلات... الخ).

نتائج هذا البحث مكنتنا من معرفة مدى صلاحية نموذج (كاتو ووان) والتي تنحصر في السرعات الأقل من ستة أضعاف السرعات الدنيا لتميع الجزيئات الصلبة.

Résumé:

Ce travail s'inscrit dans le cadre du projet de fin d'étude, réalisé dans le laboratoire de simulation de l'université de ouargla.

Vu l'importance des réacteurs à lit fluidisés dans le domaine de l'industrie chimique et pétrochimique, l'étude approfondie de ces systèmes et la compréhension du phénomène mis en jeu dans ce type de contacteurs s'avère nécessaire. Etant donné les fortes interactions existant entre les différents phénomènes (réaction chimique, transfert thermique et hydrodynamique), la démarche adaptée consiste à décomposer les phénomènes et de les étudier séparément.

L'objectif de ce travail est d'établir un modèle théorique représentant le comportement hydrodynamique d'un lit fluidisé gaz-solide.

Parmi les modèles de la bibliographie, celui retenu est le modèle de Kato et Wen. Les résultats des simulations réalisées ont permis de montrer que ce modèle représente correctement l'ensemble des paramètres du système, toutefois sa validité reste limitée à des vitesses de gaz inférieures à 6 fois la vitesse minimale de fluidisation des particules.