

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique

Université Abderrahmane. MIRA – BEJAIA

Faculté de Technologie

Département de Génie des Procédés



Mémoire de fin d'études

En vue de l'obtention du diplôme de

MASTER

En Génie des Procédés

Option : Génie Chimique

Présenté par :

BOUCHELAGHEM Latifa

AIT AMRAOUI Chafiaâ

Thème

*Caractéristiques au minimum de fluidisation et
expansion d'une couche fluidisée du charbon actif*

Soutenu le 17/06/2015 devant le jury composé de :

M^{me} MALEK.N

U.A.M, BEJAIA

Présidente

M^{me} HAMAILI.N

U.A.M, BEJAIA

Examinatrice

M^{lle} KECHROUD. N

U.A.M, BEJAIA

Promotrice

M^r TIGHZERT.H

U.A.M, BEJAIA

CO-Promoteur

Promotion juin 2015

Dédicaces

Mes pensées vont naturellement à mes parents si précieux, ils m'ont toujours aidée et encouragée. Je les remercie pour leur réconfort dans les moments difficiles et pour leurs prières incessantes à Dieu tout puissant.

Ils m'ont donnée la force intérieure d'aller au bout de ce parcours. Ces quelques mots ne suffiront jamais à exprimer tout ce que je leurs dois.

Je voudrais témoigner également tous mes sentiments à mes sœurs Noura, Saloua et son mari Louanes, pour l'appui moral déterminant qu'ils m'ont apporté.

Je dédie ce travail à :

mes frères Fatah, Noureddine, Bezza et Malek qui de leur côté m'ont encouragé et soutenu tout en long de mon curseur.

mes chères sœurs Djida, Hanifa et Drifa ; mes petits neveux : Brahim, Amayas et petites nièces Marya et Nourhane.

Ma grande reconnaissance s'adresse également à de particulier mon ami, merci Massine pour ta patience, tes sacrifices et tes encouragements.

Je le dédie également à :

mes copines de chambre : Rabiha, Radia, Sabrina Aitchikh, Nedjet et Sabrina Messal, avec elles j'ai passé des moments inoubliables.

mes meilleurs amis : Ouahiba, Dahbia, Dalila, Souad et Zoulikha que je n'oublie jamais.

ma binôme Latifa et toute sa famille.

mes amis et l'ensemble des étudiants de la promo 2014 / 2015

Chafia

Dédicaces

Je dédie ce travail à :

Mes chers parents.

Mes grands parents.

***Mes frères Moussa, Imad, Hilal, ma sœur Katiba et mon adorable nièce
safaâ.***

Mon oncle Louis et toute la famille BOUCHELAGHEM et KHEDDI.

Chafiaâ et sa famille

Mes chers amis (es).

La promo 2014 /2015

Latifa

Remerciements

En premier lieu nous remercions le bon Dieu tout puissant, de nous avoir donné la force et la patience pour mener à terme ce travail.

Au terme de réalisation de ce mémoire de Master II, nous tenons à remercier notre promotrice M^{me} N. Kechroud, pour la confiance qu'elle nous a témoignée en nous accueillant dans son laboratoire, pour avoir accepté de nous encadrer, et pour ces encouragements qui ont été d'un grand profit.

Nous remercions tous ceux qui ont contribué de près ou de loin à l'aboutissement de ce travail, en particulier notre Co-promoteur M^r H. Tighzert, pour son aide.

Nos remerciements vont également à la présidente M^{me} N. Malek et l'examinatrice M^{me} N. Hamaidi qui ont accepté d'examiner et de juger ce travail.

Introduction.....	1
Chapitre I : Généralités sur la fluidisation.....	3
I.1 Introduction	3
I.2 Définition.....	4
I.3 Historique.....	4
I.4 Avantages et inconvénients des lits fluidisés.....	6
I. 5 Caractéristiques des lits fluidisés.....	7
I. 6 Applications industrielles de fluidisation.....	8
I.6.1 Gazéification de charbon	8
I.6.2 Séchage en lit fluidisé.....	9
I.6.3 Production de l'hydrogène	9
I.6.4.Revêtement en lit fluidisé	10
I.6.5 Lit fluidisé charbon actif - eau.....	11
I.7 Classification des poudres	12
Chapitre II : Hydrodynamique des lits fluidisés.....	16
II.1 Régimes de fluidisation.....	16
II.1. 1 Fluidisation particulaire (ou homogène).....	16
II.1.2 Fluidisation agrégative (ou hétérogène)	16
II.1.3 Passages préférentiels (Channelling).....	16.
II. 2 Limites du domaine de fluidisation.....	17
II.3 Diagramme de perte de charge.....	17
II.4 Vitesse minimale de fluidisation et stabilité du lit fluidisé	19
II.4.1 Equation d'Ergun.....	19
II.4.2 Corrélation de la littérature pour prédire U_{mf}	20.
II.5 Vitesse terminale de fluidisation.....	22
II.6 L'expansion des lits fluidisés.....	22
II.7 Porosité globale de lit fluidisé.....	23
II.7.1 Définition de la porosité	23
II.7.2 Corrélations de calcul de la porosité	23
II.8. Problèmes pratiques de fluidisation.....	24
Chapitre III: Installation et procédure expérimentale.....	26
III.1.Présentation générale de l'installation	26

III.2. Instructions de mise en marche	27
III.3. procédure expérimental	29
III.4. Techniques de mesures	30
III.5. Caractéristiques des phases.....	33
III.5.1 la phase solide	33
III.5.2 la phase liquide.....	34
Chapitre IV: Résultats et Interprétation	37
IV.1 Evolution des perte de charge	37
IV.2 Vitesse minimale de fluidisation	38
IV.3 Expansion des couches fluidisées	40
IV.4 Comparaison des résultats expérimentaux avec les corrélations de la littérature	45
Conclusion générale	51
Références bibliographiques.....	52
 Annexes	

Liste des tableaux

Tableau II.1 : Corrélations de la littérature pour prédire U_{mf}	21
Tableau II.2 : Domaines d'investigation des travaux sur U_{mf}	21
Tableau II.3 : Corrélations de littérature pour établir ε_{mf}	23
Tableau III.1 : Hauteurs et masses du charbon utilisées.....	30
Tableau III.2 : Les masses volumiques (réelles et apparentes) de charbon actif.....	34
Tableau III.3 : Propriétés physicochimiques de la phase liquide.....	35
Tableau IV.1 : Domaine d'investigation expérimentale.....	37
Tableau IV.2 : Valeurs expérimentales de U_{mf}	40
Tableau IV.3 : Comparaison des prédictions des corrélations de la littérature avec les résultats expérimentaux ($d_p = 0.0012$ m, $H_s = 24$ cm et $T=25^\circ\text{C}$).....	46
Tableau IV.4 : Comparaison des prédictions des corrélations de la littérature avec les résultats expérimentaux ($d_p = 0.00225$ m, $H_s = 24$ cm et $T=25^\circ\text{C}$).....	46
Tableau IV.5 : Comparaison des prédictions des corrélations de la littérature avec les résultats expérimentaux ($d_p = 1.2$ mm).....	48
Tableau IV.6 : Comparaison des prédictions des corrélations de la littérature avec les résultats expérimentaux ($d_p = 2.25$ mm).....	48

Liste des figures

Figure I.1 : Classification de Baeyens et Geldart.....	12
Figure I.2 : Classification de Saxena et Ganzha (A. Bounaceur, 2008).....	14
Figure II.1 : Variation de la chute de pression du fluide à travers la couche de particules en fonction de la vitesse superficielle du fluide	18
Figure II.2 : Variation de la hauteur du lit en fonction de la vitesse superficielle du fluide.....	22
Figure III.1 : Dispositif expérimental.....	28
Figure III.2 : Schéma général de l'installation expérimentale.....	29
Figure III.3 : lit fixe.....	32
Figure III. 4 : lit fluidisé.....	32
Figure IV.1 : Perte de charge en fonction de la vitesse du liquide.....	38
Figure IV.2 : Perte de charge et vitesse minimale de fluidisation $d_p = 1.2 \text{ mm}$; $H_s = 24 \text{ cm}$; $T = 25^\circ\text{C}$	39
Figure IV.3 : Perte de charge et vitesse minimale de fluidisation $d_p = 2.25 \text{ mm}$; $H_s = 24 \text{ cm}$; $T = 25^\circ\text{C}$	39
Figure IV.4 : Variation de la porosité du lit en fonction de la vitesse d'écoulement ($d_p=1.2\text{mm}$).....	42
Figure IV.5 : Variation de la porosité du lit en fonction de la vitesse d'écoulement ($d_p=2.25 \text{ mm}$).....	42
Figure IV.6 : Influence de la hauteur statique sur l'expansion du lit fluidisé.....	43
Figure IV.7 : Influence de la température sur l'expansion du lit fluidisé.....	44
Figure IV.8 : Influence de la granulométrie du charbon actif sur l'expansion.....	45
Figure IV.9 : Comparaison de la porosité du lit expérimentale et calculée par les corrélations ($d_p=1.2 \text{ mm}$ $H_s = 24 \text{ cm}$ $T = 25^\circ\text{C}$).....	49
Figure IV.10 : Comparaison de la porosité du lit expérimentale et calculée par les corrélations ($d_p=2.25 \text{ mm}$ $H_s = 24 \text{ cm}$ $T = 25^\circ\text{C}$).....	49

Liste des annexes

Annexe A : Courbe d'étalonnage du débitmètre

Annexe B : Variations de la porosité globale (ou expansion) du lit fluidisé

Annexe C: Comparaison des résultats expérimentaux de la porosité minimale de fluidisation aux corrélations de la littérature ($d_p = 0.00225 \text{ m}$)

Annexe D : Comparaison des résultats expérimentaux de la porosité minimale de fluidisation aux corrélations de la littérature ($d_p = 0.0012 \text{ m}$)

Lettres latines

A : Section de la colonne [m^2]

C : Constante.[-]

C_d : Coefficient de trainé

d_p : diamètre des particules [m]

F_{frott} : Force de frottement[N]

g : Accélération de la gravité [ms^{-2}]

H : Hauteur du lit [m]

H_{mf} : Hauteur du lit au minimum de fluidisation[m]

M : Masse des particules [Kg]

T : temps[s]

U : vitesse superficielle du fluide [ms^{-1}]

U_{mf} : vitesse minimale de fluidisation [ms^{-1}]

U_{if} : vitesse initiale de fluidisation [ms^{-1}]

U_t : vitesse terminale de fluidisation [ms^{-1}]

V : volume [m^3]

Lettres grecques

ΔP : perte de charge [Pa]

ΔP_{mf} : perte de charge au minimum de fluidisation [Pa]

μ : viscosité dynamique du liquide [Pa.s]

ε_0 : Porosité du lit fixe

ε : Porosité du lit fluidisé

ε_{mf} : Porosité du lit au minimum de fluidisation

φ : facteur de forme

ρ_p : Masse volumique des particules [kg/m³]

ρ_f : Masse volumique du liquide [kg/m³]

Nombres Adimensionnels

$Re_p = \frac{\rho_f U d_p}{\mu_f}$ Nombre de Reynolds particulaire

$Re_{mf} = \frac{\rho_f U_{mf} d_p}{\mu_f}$ Nombre de Reynolds particulaire au minimum de fluidisation

$Re_t = \frac{\rho_f U_t d_p}{\mu_f}$ Nombre de Reynolds particulaire terminal de chute

$Ar = \frac{dp^3 (\rho_s - \rho) g}{\mu^2}$ Nombre d'Archimède

$M_v = \frac{\rho_s - \rho}{\rho}$ Nombre de masse volumique

$Fr = \frac{U^2}{g d_p}$ Nombre de Froude

$[\text{ms}^{-1}]$

$[\text{ms}^{-1}]$

$[\text{ms}^{-1}]$

: vitesse minimum de fluidisation

U_t : vitesse terminal.....

Introduction

La fluidisation est un procédé qui consiste à mettre en suspension des particules solides par un fluide (liquide ou gaz) en circulation (J.F.Richardson, 2000). Ce procédé marginalisé auparavant par le domaine industriel, connaît de nos jours un essor considérable, et diverses applications dans de nombreux domaines industriels: la chimie, la pétrochimie, la métallurgie, la biochimie, l'agroalimentaire, le traitement des déchets... etc. Dans ces différents domaines, ses applications sont nombreuses et variées : enrobage de particules, séchage, chaudière à lits fluidisés, cristallisation, craquage catalytique...

Ce regain d'attention, est dû aux multiples avantages considérables du fait des propriétés qu'il confère au fluide et au solide en présence, tel que l'augmentation de la surface de transfert solide-fluide par rapport aux lits fixes et l'amélioration des rendements.

Dans de nombreux procédés industriels ayant traits à la technique fluidisée, les solides utilisés sont rarement constitués de particules identiques. C'est le cas des procédés en continu dans lesquels le solide subit une transformation. On trouve alors dans la couche des particules ayant des stades de conversion différents et par suite des masses volumiques et des tailles différentes.

Le dimensionnement des appareils mettant en œuvre la fluidisation de tels systèmes nécessitent une meilleure connaissance des caractéristiques hydrodynamiques, notamment, la vitesse minimale de fluidisation et le taux d'expansion de la couche fluidisée.

Dans les réacteurs à lits fluidisés mettant en jeu des particules de forme irrégulière, (non sphérique) et de taille non uniforme, comme le charbon actif, la vitesse minimale de fluidisation n'a pas une notion aussi stricte que celle de la vitesse minimale de fluidisation des particules 'homogènes', Dans ce cas, connaître la vraie vitesse minimale de fluidisation, où toutes les particules sont complètement fluidisées devient nécessaire pour assurer un bon fonctionnement du réacteur.

L'objectif de ce présent travail, est de déterminer quelques caractéristiques hydrodynamiques telles que la vitesse au minimum de fluidisation et l'expansion d'une couche de charbon actif fluidisée par de l'eau. Nous nous proposons également d'étudier l'effet certains paramètres sur l'évolution de ces caractéristiques, à savoir : la taille des particules solides, la hauteur au repos de la couche fluidisée ainsi que la température opératoire. Les résultats de travail expérimental seront par la suite confrontés aux travaux de la littérature.

Ce mémoire comporte quatre chapitres :

Le premier chapitre présente quelques généralités sur le phénomène de la fluidisation d'un solide par un liquide. Dans le second chapitre, on présente un bilan des travaux antérieurs relatifs aux caractéristiques hydrodynamiques d'une couche fluidisée liquide-solide. Le troisième chapitre décrit l'installation expérimentale, les techniques de mesure utilisées et les méthodes de traitement des données expérimentales obtenues.

Enfin, le dernier chapitre présente les différents résultats expérimentaux obtenus, et leur confrontation aux résultats antérieurs.

Nous terminons ce travail par une conclusion générale qui regroupe les différentes analyses des résultats obtenus au cours de ce travail.

Chapitre I : Généralités sur la fluidisation

I.1 Introduction

La nature présente de nombreuses situations dans lesquelles un fluide et un solide sont en interaction. Un exemple courant est le sable mouillé, constitué d'un mélange de grains solides et d'eau. De la même manière, l'évolution du relief des fonds marins ou lagunaires est dû au charriage des sédiments par l'eau en mouvement. L'érosion et le déplacement des dunes de sables désertiques résultent également de l'effet du vent sur les particules. Dans le cadre plus classique de l'industrie, les écoulements mettant en jeu des systèmes granulaires et un fluide sont aussi très nombreux (T.N. Randrianarivelo, 2005).

Un lit fluidisé est constitué de deux phases : un solide et un fluide (gaz ou liquide). Lorsqu'un lit fixe de matière solide au repos est traversé par un fluide à une vitesse suffisante (vitesse de fluidisation), le lit se fluidise jusqu'à ce que les particules de matière solide soient en suspension. Cette opération est appelée *fluidisation*.

Les lits fluidisés liquide-solides sont fréquemment utilisés dans différents procédés, en particulier, pour augmenter le taux de transfert de matière et de chaleur. L'avantage essentiel de cette technique est dû à l'agitation continue du fluide par les particules, qui modifie en permanence les couches limites laminaires que l'on rencontre en lit fixe autour des grains et des parois du réacteur. En transfert de chaleur il s'en suivra une transmission calorifique intense et un équilibre de température quasi parfait entre le solide et le fluide en tout point de l'échangeur, ainsi qu'un échange fortement accéléré avec les parois. En transfert de matière la diffusion entre le fluide et le solide sera également nettement accrue ce qui est intéressant en particulier dans le processus de catalyse hétérogène (A. Bounaceur, 2008 ; S. Azerradj, 1998).

En tant que procédé industriel, la fluidisation solide-liquide est beaucoup moins répandue que la fluidisation gazeuse. Cependant, l'utilisation des lits fluidisés liquides recouvre une grande variété d'opérations de transfert de masse et de chaleur. La fluidisation liquide étant un cas d'écoulement intéressant au plan académique pour tester les modèles diphasiques, elle a rapidement suscité un vif intérêt de

nombreuses industries. Même si un lit fluidisé liquide n'est pas le siège de mélanges chaotiques comme le phénomène de bullage, et ne présente pas des transitions de régime d'écoulement aussi marquées qu'en fluidisation gazeuse (régime oscillant, à bulles et turbulent), il ne peut cependant être considéré comme un cas de fluidisation homogène (N. Kechroud, .2012).

I.2 Définition

La fluidisation est une opération unitaire d'une grande importance industrielle (Epstein, 2000). Elle consiste à maintenir en suspension une phase solide par l'écoulement ascendant d'un fluide (gaz /liquide) à travers ce milieu solide, il y a alors une compétition entre, d'une part le poids qui tend à faire sédimenter au fond les particules, leur densité étant plus grande que la densité du fluide, et d'autre part la trainée qu'exerce le fluide sur les particules. Lorsque cette trainée devient supérieure au poids apparent des particules, ces dernières sont fluidisées, on a alors le phénomène de *fluidisation* (J. Baglio. 2007). En d'autres termes, les particules solides sont dans un état fluidisé lorsque les interactions fluide - particules compensent le poids des particules, de telle manière que chaque particule soit complètement supportée par le fluide (A.A. Corona, 2008).

Le terme « fluidisé » vient du fait que la suspension fluide- solide est amenée dans un état semblable à celui des fluides (N. Kechroud, 2012)]. L'ensemble se comporte alors comme un fluide plus ou moins dense suivant la vitesse d'écoulement du fluide. L'espace occupé par le fluide est appelé *lit*, par analogie avec les cours d'eau (L. Shi, 2008), de telle manière que le système acquiert les propriétés d'un fluide notamment la miscibilité, la mobilité et l'état de surface libre (S. Azerradj, 1998).

I. 3 Historique

La technique de fluidisation remonte au XX^e siècle avec le développement des industries liées au charbon puis celles liées au pétrole. Cependant, des documents datant du XVI^e siècle font déjà mention d'une technique de purification du minerai de fer par une mise en suspension des particules solides. Au XIX^e siècle, la purification de l'eau des villes à usage domestique est réalisée en filtrant l'eau à travers une couche compacte de sable. L'accumulation des impuretés obstrue ainsi peu à peu le filtre. Une manière de

"nettoyer" le filtre simplement est d'inverser l'écoulement afin de fluidiser l'empilement sableux. Les impuretés sont alors entraînées avec l'écoulement (K. Oured, 2009).

L'utilisation commerciale du procédé de fluidisation commence vers l'année 1920. Le premier brevet industriel déposé en 1910 décrit un réacteur à catalyseur fluidisé pour la transformation du gaz, puis en 1921 ce procédé est commercialisé pour la gazéification du charbon. Le rendement de ce système était assez faible comparé à celui des technologies actuelles puisque le dispositif consommait une quantité excessive d'oxygène et que les pertes de charbon étaient trop importantes (de l'ordre de 20 %).

En 1922 un brevet pour gazéifier du charbon en lit fluidisé est déposé en Allemagne. Il est appliqué en 1927 pour produire des gaz de synthèse destinés à l'industrie chimique (Procédé Winckler). En 1930 Houdry met au point un procédé en lit fixe de particules de 3mm de diamètre, de craquage catalytique de brut de pétrole en essence légère (R. Botton, 2014), ensuite vers les années 40, la "*ruée vers l'or noir*" a permis de développer la recherche sur les lits fluidisés et les réacteurs à charbon ont été un peu délaissés au profit des réacteurs utilisant des dérivés pétrolifères. Depuis, le champ d'application des lits fluidisés s'est élargi (R. Dumon, 1981).

La première grande application de la fluidisation a été réalisée aux Etats-Unis en 1940. Lewis, professeur au M.T.I., conseille à Esso de le perfectionner en mettant le catalyseur en suspension sous la forme de particules de $80\mu m$. Sur cette base Esso élabore un procédé continu à deux réacteurs fluidisés (un pour le craquage du brut et l'autre pour régénérer le catalyseur) (R. Botton, 2014), c'est cette application qui a vraiment marqué le démarrage industriel des lits fluidisés (K. Oured, 2009). Les couches fluidisées ont 5 à 10m de haut et plusieurs mètres de diamètre. La vitesse des gaz est de l'ordre de 0,50m/s et des cyclones arrêtent et recyclent les particules entraînées.

En 1947 Dorr-Oliver démarre une première unité de grillage de minerai au Canada. Puis ce sont les fours rotatifs de grillage de pyrite dans les ateliers de production d'acide sulfurique qui sont, en Allemagne à partir de 1950, remplacés par des lits fluidisés. D'autres applications de même nature suivent : calcination, séchage,...etc. Dans tous ces procédés les particules sont grossières (de 0,1 à plusieurs mm de diamètre) et les hauteurs des lits sont inférieures à 2 mètres. Les bulles de

gaz qui se forment au bas du lit deviennent énormes au-dessus et engendrent de violentes vibrations sans que soit amélioré les taux de transformation des réactifs gazeux. Ce n'est que vers 1960 que la technique des lits fluidisés à particules fines de craquage catalytique de l'industrie pétrolière est adaptée aux réactions catalytiques de l'industrie chimique. Ceci est imputable aux faits que les performances exigées en taux de transformation étaient, en chimie, beaucoup plus élevées et que les capacités demandées étaient beaucoup plus faibles. Ces dernières ne justifiaient pas les risques et les coûts de l'extrapolation en lit fluidisé. Extrapolation qui exigeait un pilote de 0,5m de diamètre et de l'ordre de 10m de haut, exploitable uniquement sur un site industriel (R. Botton, 2014).

De nos jours, les domaines d'application des lits fluidisés dans les différentes industries sont vastes ; malgré leur coûts élevés et leur complexité, un grand nombre d'applications a été réalisé dans les domaines les plus divers : les traitements thermiques, les échangeurs, les appareils de combustions ou de séchage, les réacteurs chimiques ou pétroliers (K.Oured, 2009).

I. 4 Avantages et inconvénients

Les lits fluidisés présentent des avantages considérables du fait des propriétés qu'ils confèrent aux fluide et au solide en présence (R. Dumon, 1981 ; A. Bounaceur, 2008, C. Verwilghen, 2006 ; L.A. Belkadi, 2009):

- Les lits fluidisés permettent d'obtenir des milieux homogènes du point de vue de la température.
- Le mouvement permanent des particules qui ressemble à celui d'un fluide, permet de manipuler de façon continue et contrôlée les opérations avec une relative facilité, ainsi comme le transport des solides dans et hors du lit.
- Application sur un grand choix de propriétés des particules et sur un taux élevé de mélange des solides, à cet effet les opérations peuvent être contrôlées de façon simple et en sécurité.
- l'extrapolation de la fluidisation de l'échelle du laboratoire à l'échelle industrielle est aisée.
- Les taux de transfert de chaleur et de matière entre le fluide et les particules solides sont très élevés et efficaces, comparés aux autres méthodes de mise en contact.

- La phase solide du système peut être aisément renouvelée si besoin est, même en fonctionnement et la vidange ainsi que le nettoyage du lit de particules se font très facilement.

Par contre le développement des applications des lits fluidisés a été freiné par un certain nombre d'inconvénients, tels que :

- La fluidisation nécessite une consommation d'énergie pour maintenir les particules en suspension.
- Les particules les plus fines sont souvent entraînées par le fluide. Il est alors nécessaire d'investir dans des équipements très onéreux pour séparer le fluide des particules à l'extérieur du lit.
- La présence de bulles (zones dépourvues de particules) nuit à l'efficacité des réactions, car les temps de séjour des particules dans le lit peuvent varier fortement.
- Les tuyauteries et les réacteurs peuvent être érodés par le passage des particules.
- Par rapport aux réacteurs ou appareils de traitement classique, les lits fluidisés paraissent compliqués du fait de la nécessité d'apporter en continu les particules et le fluide de mise en suspension, d'installer un système de cyclonage pour récupérer les fines particules, de broyer le solide assez finement et de façon homogène.
- Une diminution progressive du diamètre des particules au cours de l'utilisation due à un frottement permanent entre elles. Les particules les plus fines peuvent alors quitter les lits.

I.5 Caractéristiques des lits fluidisés

Lorsqu' une couche de particules est fluidisée, elle adopte des caractéristiques particulières qui la rendent attractive à plus d'un titre pour certaines applications industrielles. Les particules fluidisées se comportent comme un fluide, et par conséquent, certaines des lois et des caractéristiques des liquides sont applicables et conférées au lit fluidisé (R. Dumon, 1981) :

- La phase dense dans un lit fluidisé se comporte comme un liquide, ou précisément un liquide au début de l'ébullition
- Ce comportement remarquable a servi de point de départ à l'intérêt scientifique porté au phénomène de fluidisation ainsi qu'à ses premières applications pratiques.

- Lorsque l'on incline le lit fluidisé, la surface limite supérieure reste horizontale.
- Lorsqu'on introduit un objet dans le lit, il flotte.
- Lorsqu'un orifice est pratiqué au-dessus de la plaque supportée du lit fluidisé, les particules s'écoulent à la façon d'un liquide.
- La vitesse minimale de fluidisation et le débit de gaz augmentent avec la pression.
- Une pression supérieure à la pression atmosphérique améliore la qualité de la fluidisation.
- Si une quantité de particules réagissant exothermiquement avec le fluide, est injectée dans le lit fluidisé, la chaleur dégagée par la réaction sera dispersée avec rapidité et efficacité à toutes les particules présentes dans la couche fluidisée. Ainsi, les particules non réactives agissent comme un ballast thermique qui encaissent la chaleur dégagée par les quelques particules réactives et il est alors possible de réaliser des réactions chimiques à une température quasiment constante et homogène, en évitant des points chauds et ce qu'on appelle l'emballement thermique.

I.6 Applications industrielles de la fluidisation

La fluidisation est utilisée dans un large domaine de l'industrie notamment dans l'industrie chimique, alimentaire, pharmaceutique, métallurgique...etc., dont voici quelques exemples :

I.6.1 Gazéification du charbon

La fluidisation est un phénomène qui favorise les transformations physique et chimique tout comme les traitements thermiques, c'est le cas de la gazéification qui correspond à la transformation des produits solides ou liquides en produit gazeux sans réaction chimique.

Une gazéification du charbon (sous l'effet de la chaleur avec oxygène, vapeur,...) s'impose lorsque le charbon est très impur (R. Dumon, 1981). On peut estimer que plus de 50% environ des procédés de gazéification proposés dans le monde utilisent la fluidisation, parmi ceux-ci on peut citer le procédé LFHT (Lit Fluidisé Haute Température). Il s'agit d'une installation expérimentale destinée à étudier un procédé de gazéification de la biomasse grâce à la vapeur d'eau. Cette étape

de gazéification s'inscrit dans une suite de procédés conduisant à réaliser une transformation thermochimique de la biomasse (bois, charbon de bois) sèche en carburants. La biomasse réagit au contact de la vapeur d'eau à haute température pour former des gaz de synthèse (H_2 , CO , CO_2 , CH_4). (www-cadarache.cea.fr)

I.6.2 Séchage en lit fluidisé

Le séchage représente une des premières applications des lits fluidisés ; grâce au phénomène de fluidisation (R. Dumon, 1981). Le séchage en lit fluidisé peut être réalisé, soit par échange de chaleur par contact direct entre le solide divisé et un gaz caloporteur (l'air chaud ou un gaz inerte préchauffé), assurant également sa fluidisation, ou bien par échange de chaleur indirect lit-paroi, par utilisation d'un échangeur immergé dans le lit (L. SHI, .2008).

Le séchage en lit fluidisé est utilisé pour la déshydratation de produits pulvérulents, granulaires ou pâteux, ou encore fibreux. Il permet l'obtention de taux de déshydratation importants (on peut citer comme exemple : en séchage de levures, l'humidité initiale, voisine de 70 %, est amenée à une humidité finale de 5 %, en séchage de charbon broyé en voie humide, on peut passer de 50 % à 8 %) (A. Ounnar et al. 2007).

Le séchage en lit fluidisé peut remplacer tout une série d'opérations unitaires comme l'évaporation, la cristallisation, la filtration..., pour cela un équipement tout à fait spécial est nécessaire (R. Dumon, 1981).

I.6.3 Production de l'hydrogène

Toutes les ressources d'énergies, renouvelables et non-renouvelables, sont envisagées pour permettre la production d'hydrogène. La plupart des filières de production de l'hydrogène utilisent des procédés de mise en contact entre les phases fluides constituées essentiellement de gaz et de solide. Ces procédés sont basés sur la technique des réacteurs à lit fluidisé. Ce type de réacteur est constitué d'une colonne cylindrique munie d'une plaque horizontale perforée sur laquelle est disposé un lit de particules solides, formant ainsi une couche régulière. Un courant gazeux ascendant pénètre à travers la plaque et suivant sa vitesse superficielle dans la colonne.

L'application de cette technique de mise en contact prouve toujours son efficacité dans la production de l'hydrogène à partir de la décomposition de l'eau, en utilisant les cycles thermochimiques qui présentent le très grand avantage théorique de diminuer le niveau de température nécessaire à la dissociation de l'eau, tout en assurant une libération d'oxygène et d'hydrogène en des lieux différents. L'intérêt de l'exploitation de ces cycles prend toute sa dimension si tous les intermédiaires chimiques sont réellement et intégralement régénérés au cours d'un processus de production, de telle manière que le bilan global se réduise à la simple réaction de dissociation (A. Ounnar et al., 2007).

I.6.4 Revêtement en lit fluidisé

- **Revêtement par trempage en lit fluidisé**

Un revêtement par trempage en lit fluidisé consiste à immerger une pièce chaude dans un bain de poudre maintenue en suspension grâce à un flux d'air. Dès que la poudre entre en contact avec la pièce préchauffée, elle fond et forme un film à la surface de la pièce. Ce procédé permet d'obtenir une épaisseur homogène, même sur les pièces présentant des formes complexes (revêtements interne et externe en une seule opération). Le procédé de revêtement par trempage est rentable (très peu de gaspillage de poudre et rapide) (www.rilsanfinepowders.com ; www.arkema.com).

- **Revêtement des tubes en lit fluidisé**

Ce procédé de revêtement plastique en lit fluidisé consiste à plonger la pièce mécanique froide dans un lit de poudre plastique chauffée par des gaz chauds. Ce system ne permet pas de garder intacte la poudre plastique, il faut utiliser de l'azote ou un gaz inerte chaud comme fluide de gazéification pour empêcher la dégradation de la poudre plastique.

Une grande application a été la possibilité de revêtement des intérieures des tubes pour l'usage chimique et alimentaires en PVC (chlorure de polyvinyle) grâce à leur effet décoratif aussi bien que pour leur faible prix et leur résistance à la corrosion (R. Dumon, 1981).

I.6.5 Lit fluidisé charbon actif - eau

- **Lit fluidisé par oxydation électrochimique**

Les études réalisées sur un réacteur pilote avec l'anode en lit fluidisé de charbon actif en grains, dans le but de chercher des matériaux d'électrodes capables de remplacer des métaux nobles, permettent d'affirmer la possibilité de traitement du phénol dissous dans l'eau par oxydation (M. Do Troag, 1999).

Le lit fluidisé par oxydation a répondu aux exigences nécessaires d'une électrode proposée : elle est bien conductrice et possède une grande surface spécifique et une grande capacité d'adsorption de phénol sur sa surface, cette technique semble présenter un potentiel intéressant pour toute entreprise concernée par le traitement des effluents de ce type (M. Do Troag, 1999). La construction de ce système est simple et la durée de traitement est courte, et parmi les avantages de cette application :

- A l'état de fluidisation, toute la surface active des particules de charbon actif est utilisable à la différence du cas des électrodes plates, en lit fixe.
- Grâce au mouvement de toutes les particules du lit, le contact de phases est meilleur et le processus de transfert de masse et de chaleur (entre le charbon actif et l'eau à traiter) durant le traitement s'améliore.
- Le coût de l'électrode est beaucoup moins cher que celui des électrodes en métaux nobles.

Les résultats des essais de cette technique montrent que le fonctionnement du réacteur proposé peut être optimisé, et l'efficacité de traitement du phénol dans l'eau peut atteindre des valeurs supérieures à 97 % à un niveau optimal de l'expansion du lit, avec lequel les traitements sont les plus efficaces (M. Do Troag, 1999).

- **Procédé CARBOFLUX**

Cette technique adaptée sur le plan technico-économique à de nouvelles cibles que constituent le traitement des eaux souterraines, des eaux de surface à faible pollution organique, eau de lac en particulier. L'idée novatrice du procédé dénommé CARBOPLUS repose sur la mise en fluidisation d'un lit de charbon actif au sein d'un ouvrage unique fonctionnant en flux ascendant assurant les fonctions de dépollution par adsorption et de séparation par simple décantation en partie supérieure. Pour les objectifs, le procédé doit conduire à une simplification technique importante par une

diminution sensible de la taille d'installation, la réduction du nombre d'ouvrages et des équipements.

I.7 Classification des poudres

• Classification de Baeyens et Geldart

Les propriétés physiques et physico-chimiques des particules solides ont une influence importante sur leur aptitude à la fluidisation. Baeyens et Geldart [A.BOUNACEUR, 2008] ont classé les poudres en quatre catégories : A, B, C, et D.

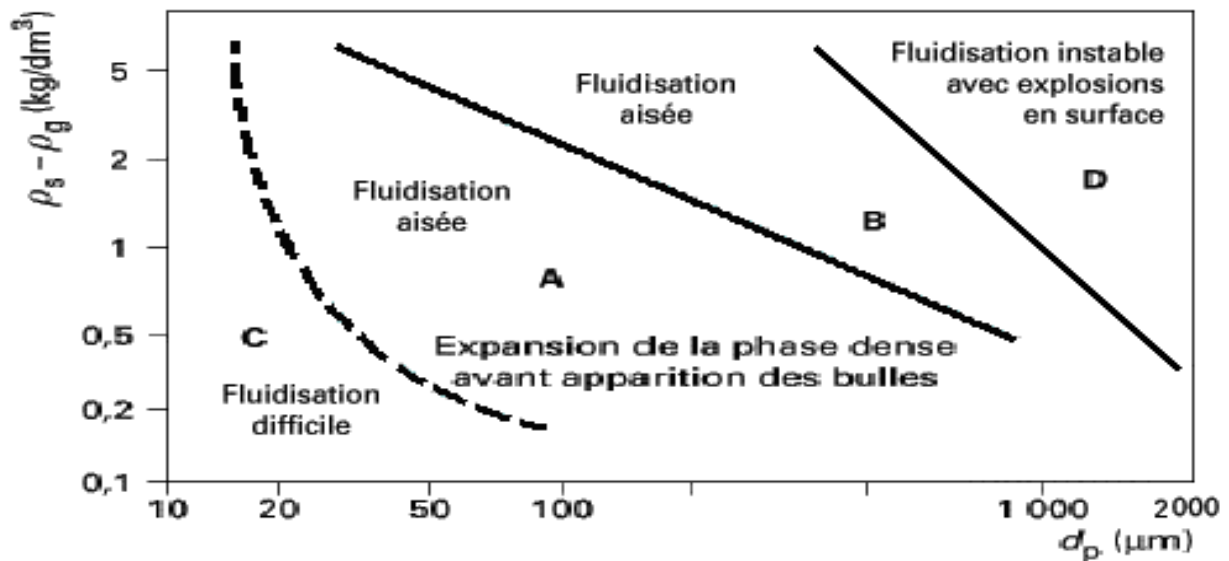


Figure I.1 : Classification de Baeyens et Geldart

Cette classification est basée sur la taille et la masse volumique des particules, ainsi que sur la nature de la transition des phénomènes de bullage, suivant l'état de fluidisation des particules par de l'air à température ambiante et à pression atmosphérique.

➤ **Catégorie A** : les matériaux regroupés dans cette catégorie sont ceux composés de particules pour lesquelles U_{mf} et U_{mb} sont distinctes. Les particules sont de taille petite et de masse volumique faible et facile à fluidiser (comme c'est le cas pour le polystyrène). Les particules appartenant à cette catégorie ont les caractéristiques suivantes :

$$\rho_s < 1400 \text{ kg/m}^3 \quad 20 \mu m < d_p < 100 \mu m$$

- **Catégorie B :** cette catégorie regroupe la majeure partie des solides fluidisables. Pour les matériaux appartenant à cette catégorie comme le sable, le bullage commence à la vitesse minimale de fluidisation ou légèrement au-dessus. Les vitesses U_{mf} et U_{mb} sont confondues. Il s'agit des poudres dont les caractéristiques sont les suivantes :

$$1400 \text{ kg/m}^3 < \rho_p < 4000 \text{ kg/m}^3 \quad 40 \text{ } \mu\text{m} < d_p < 600 \text{ } \mu\text{m}$$

- **Catégorie C :** ce sont des poudres adhésives (fortes interactions entre les grains) difficiles à fluidiser (comme la farine et le ciment), ayant tendance à s'agglomérer. Les particules sont le siège de pistonnage dans les lits de petite section et de renardage dans les lits de grande section. Ces particules sont de très faibles dimensions :

$$d_p < 30 \text{ } \mu\text{m}$$

- **Catégorie D :** Les particules se fluidisent dans un état très hétérogène avec une tendance à former des couches à jet. Leur vitesse minimale de fluidisation est élevée. Cette catégorie rassemble les particules les plus grosses (comme le gravier) :

$$d_p > 600 \text{ } \mu\text{m}$$

• Classification des poudres selon Saxena et Ganzha

Une autre classification a été proposée par Saxena et Ganzha (A. Bounaceur 2008), basée sur l'analyse de l'écoulement autour d'une particule isolée. Les transitions sont traduites par des valeurs du nombre de Reynolds au minimum de fluidisation (Re_{mf}), en fonction du nombre d'Archimède (Ar), en utilisant la relation d'Ergun, au minimum de fluidisation.

Pour cette classification, les poudres sont réparties en quatre groupes définis suivant les valeurs des nombres d'Archimède (Ar) et Reynolds au minimum de fluidisation (Re_{mf}) :

Groupe I	$1 \leq Re_{mf} \leq 10 : 3,35 \leq Ar \leq 21700$	Régime laminaire
Groupe IIA	$10 \leq Re_{mf} \leq 40 : 21700 \leq Ar \leq 1,3.10^5$	Régime transitoire 1

Groupe IIB	$40 \leq Re_{mf} \leq 200 : 1,3.10^5 \leq Ar \leq 1,3.10^6$	Régime transitoire 2
Groupe III	$Re_{mf} > 200$	Régime turbulent

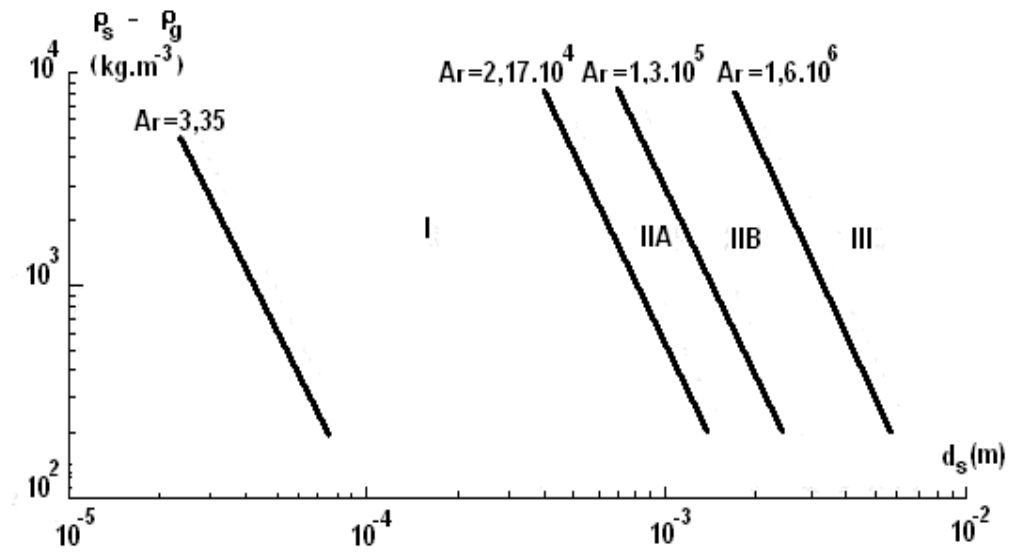


Figure I.2 : Classification de Saxena et Ganzha (A. Bounaceur, 2008).

Chapitre II : Hydrodynamique des lits fluidisés

II.1 Régimes de fluidisation

Dans la description classique de la fluidisation, on distingue deux comportements différents correspondant aux systèmes liquide-solide et gaz-solide, il s'agit respectivement de la fluidisation particulaire (ou homogène) et agrégative (ou hétérogène).

II.1.1 Fluidisation particulaire (ou homogène)

Lorsque les particules solides sont uniformément dispersées dans le lit fluidisé (cas où le lit présente une densité moyenne de particule constante d'un point à l'autre à l'échelle macroscopique), on dit qu'il s'agit d'une fluidisation homogène ou particulaire, cet état de fluidisation est généralement observé dans les lits fluidisés liquide-solide. Cependant les travaux relevés de la littérature ont montré que dans une suspension fluidisée liquide-solide, un état de fluidisation particulaire où toutes les particules solides sont distribuées spatialement de façon uniforme n'est pas toujours réalisé (E. Koller, 2001 ; N. Kechroud, 2012).

II.1.2 Fluidisation agrégative (ou hétérogène)

Les lits fluidisés gazeux sont caractérisés par un comportement hétérogène, dans ces systèmes, dès que la vitesse minimale de fluidisation est atteinte, des bulles se développent dans le lit dont la taille augmente avec la vitesse débitante. C'est le régime à *bulles*.

Lorsque la fluidisation est provoquée par un gaz, le lit est loin d'être homogène, il est en fait, constitué de zones riches en particules (phase dense) et de zones pauvres en particules (phase diluée) (E. Koller, 2001 ; N. Kechroud, 2012).

II.1.3 Passages préférentiels (Channelling)

A travers un écoulement fluidisé peuvent s'établir des mouvements organisés du solide en forme de boucles, ce phénomène appelé 'passages préférentiels' ou 'Channeling' peut se produire aussi bien en fluidisation agrégative que particulaire, ces passages préférentiels modifient les caractéristiques de l'écoulement liquide et sont responsables d'une baisse de la stabilité des couches et d'une diminution de l'efficacité des opérations de transfert (A. Bascoul et al., 1989).

D. Handley et al. (1966) ont constaté que ces passages préférentiels sont provoqués par une mauvaise distribution du liquide à la base de la couche de fluidisation, un mouvement ascendant des particules solide est observé là où les vitesses du liquide sont élevées et une circulation vers le bas s'effectue pour des vitesses plus faibles du liquide. Ces auteurs précisent que ce phénomène peut être supprimé en améliorant la distribution du liquide sur toute la section droite de la colonne (N. Kechroud, 2012).

II. 2 Limites du domaine de fluidisation

La fluidisation est un phénomène intermédiaire entre l'état fixe et le transport, elle se produit dans une gamme de vitesses comprises entre la vitesse au minimum de fluidisation (U_{mf}) et la vitesse terminale de chute (U_t) des particules.

II.3 Diagramme des pertes de charge

Dans la fluidisation, on considère une couche (lit) de particules solides, fines reposant sur une grille poreuse horizontale (distributeur) à l'intérieur d'une colonne assimilable à un cylindre vertical (Fig. II.1).

Le lit initialement stationnaire, est apporté à un état fluidisé par l'écoulement ascendant du fluide (éventuellement du liquide ou du gaz) qui circule à travers la couche. Avec l'augmentation progressive du débit de fluide, on réalise que pour les plus faibles vitesses, la couche de solide reste sur la grille sans mouvements visibles, les particules forment un lit fixe (Fig. II.1 (A)). A partir d'une certaine vitesse, les forces de frottement deviennent suffisantes pour équilibrer le poids du solide par unité d'aire de section droite, la couche de particules se dilate légèrement mais le lit reste fixe : c'est le point initial de fluidisation. La vitesse correspondant est désignée par la vitesse minimale de fluidisation (U_{mf}). Au-delà de ce seuil, le lit se soulève, les particules se décolle légèrement les unes des autres et sont soumises à des mouvements dans toutes les directions, on note une expansion de la couche en atteignant ainsi la transition entre l'état fixe et l'état fluidisé du lit de particules (Fig. II.1(B)). La hauteur du lit augmente, la couche est alors fluidisée. A débit encore plus important, on observe toujours la fluidisation, mais accompagnée d'une expansion progressive du lit qui peut aller jusqu'à l'entraînement des particules.

La fluidisation est donc un phénomène qui ne se produit que sur une plage bien précise de débits, bornée pour les faibles valeurs, par le débit minimum de fluidisation qui marque la transition entre les états fixe et fluidisé, et du côté des fortes valeurs, par le débit maximum qui repère le passage de l'état fluidisé au transport hydraulique (N. Kechroud, 2012).

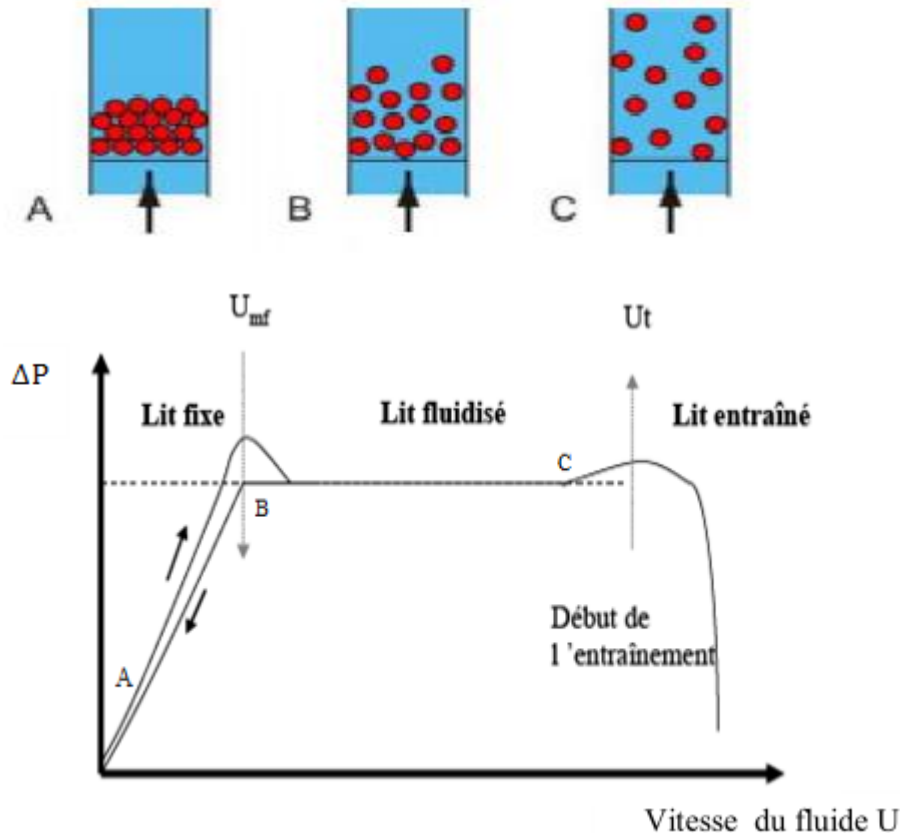


Figure II.1 : Variation de la chute de pression du fluide à travers la couche de particules en fonction de la vitesse superficielle du fluide.

- La portion AB correspond à la couche fixe, la perte de charge augmente avec l'augmentation de la vitesse.
- Au point B, elle est maximale et supérieure au poids apparent des particules.
- Une fois les particules libres, ΔP chute jusqu'au point C.
- La portion (BC) correspond à la couche fluidisée, $\Delta P = \text{cts} = \text{poids apparent des particules}$; l'augmentation de la vitesse engendre une expansion du lit.
- Au-delà du point C, on a le phénomène d'entraînement qui se traduit par une diminution de (ΔP).
- Le point B correspond au seuil minimal de la fluidisation.

II.4 Vitesse minimale de fluidisation et stabilité du lit fluidisé

La vitesse minimale de fluidisation est un des paramètres fondamentaux les plus importants pour caractériser le procédé de fluidisation (R. Coltters et A.L. Rivas, 2004) ; elle peut être influencée par les paramètres expérimentaux et géométriques. La vitesse au minimum de fluidisation correspond à la transition de l'état fixe à l'état fluidisé. Cette vitesse notée U_{mf} est généralement décrite dans la littérature comme la plus petite vitesse superficielle du fluide pour laquelle la chute de pression du fluide à la traversée du lit est égale au poids de solides par unité de surface. Cette correspondance entre la vitesse minimale de fluidisation et la chute de pression à travers le lit des particules est basée sur l'équilibre entre des forces telle que la force de gravité, la force de frottement exercée par le fluide sur les particules et la totalité du poids effectif des particules (D. Geldart, 1986; Y. Wen, 2005) (Cités par N. Bouguerra, 2011).

Plusieurs corrélations ont également été proposées dans la littérature pour le calcul de U_{mf} dans les conditions opératoires :

II.4.1 Equation d'Ergun

C'est l'équation la plus utilisée pour déterminer U_{mf} : pour un lit fixe, la perte de charge par unité de longueur subie par le fluide est fonction de la vitesse et elle est définie par la relation suivante (N. Epstein, 2000) :

$$\frac{\Delta p}{H} = \frac{150 \mu_f (1-\varepsilon)^2}{(\phi d_p)^2 \varepsilon^3} U + \frac{1.75 \rho_f (1-\varepsilon)}{\phi d_p \varepsilon^3} U^2 \quad (II.1)$$

Pour des particules bien fluidisables, le phénomène de fluidisation se traduit par une égalité des forces de pesanteur et des forces de trainée.

Au minimum de fluidisation ($U = U_{mf}$), on obtient l'expression suivante :

$$\frac{\Delta P}{H_{mf}} = (1 - \varepsilon_{mf})(\rho_s - \rho_f) g \quad (II.2)$$

Pour $U = U_{mf}$, on a également $H = H_{mf}$ et donc la combinaison des équations (II.1) et (II.2) permet d'obtenir U_{mf} !

$$\frac{1.75}{\phi \varepsilon_{mf}^3} \left(\frac{d_p U_{mf} \rho_f}{\mu_f} \right)^2 + \frac{150 (1-\varepsilon_{mf})}{\phi^2 \varepsilon_{mf}^3} \left(\frac{d_p U_{mf} \rho_f}{\mu_f} \right) = \frac{d^3_p \rho_f (\rho_s - \rho_f) g}{\mu_f^2} \quad (II.3)$$

Ou sous sa forme adimensionnelle.

$$\frac{Ar}{Re_{mf}} = 150 \frac{(1-\varepsilon_{mf})}{\varepsilon_{mf}^3 \Phi} + \frac{1.75}{\varepsilon_{mf}^3 \Phi} Re_{mf} \quad (II.4)$$

$$\text{Avec : } Re_{mf} = \frac{d_p \rho_f u_{mf}}{\mu_f} \quad (II.5)$$

$$Ar = \frac{dp^3 (\rho_s - \rho_f) \rho_f g}{\mu^2} \quad (II.6)$$

Dans ce genre de corrélations, la porosité au minimum de fluidisation, ε_{mf} , et le facteur de sphéricité, Φ , doivent être parfaitement connus pour éviter une imprécision dans le calcul de U_{mf} (N. Kechroud, 2012).

La vitesse minimale de fluidisation U_{mf} est généralement exprimée par des relations entre le nombre de Reynolds et le nombre d'Archimède qui permettent de sérier l'effet de la taille et de celui de la densité des solides. C'est le paramètre qui exprime avec quelle vitesse il faut au minimum faire passer le liquide pour pouvoir obtenir un lit de solides fluidisé. Plusieurs auteurs ont étudié la vitesse minimale de fluidisation et ont développé des corrélations (A. Delebarre, 1993) sous la forme de :

$$Re_{mf} = f(Ar) \quad (II.7)$$

II.4.2 Corrélations de la littérature pour prédire U_{mf}

Le tableau II.1 regroupe certaines corrélations de la littérature, qui permettent de prédire le nombre de Reynolds au minimum de fluidisation, Re_{mf} (ou la vitesse minimale de fluidisation U_{mf}).

Les domaines d'investigation de ces travaux sont résumés dans le tableau II.2

Tableau II.1 : Corrélations de la littérature pour prédire U_{mf}

Auteurs	Corrélations
Wen et Yu (1966)	$Re_{mf} = (33.7^2 + 0.0408 * Ar)^{0.5} - 33.7$
K. Noda et al. (1986)	$Re_{mf} = (0.114^2 + 0.0605 * Ar)^{1/2} - 0.114$
M. Mourad et al. (1994)	$Re_{mf} = 0.00106 * Ar^{1.040}$
J.F.Frantz	$Re_{mf} = 0.001065 * Ar$

Tableau II.2 : Domaines d'investigation des travaux cités ci-dessus

Auteurs	matière	D_p (μm)	P_p (Kg/m^3)	D_r	P_r	U_{mf} (m/s)	U (m/s)	fluide	Objectifs
M.Mourad et al. (1994)	Sable	250-315	2650	25	0.45	0.099	0.161-0.40	Air T=25-120°C	Détermination des vitesses caractéristiques de fluidisation d'un mélange binaire
	Mais sec	6300-8000	1200			1.65			
K.Noda et al. (1986)	Sable	454-2800	2600			0.169-1.26	0.1-0.5	Air	U_{mf} du mélange binaire à pour un grand rapport de diamètre colonne/particules
	Verre	454-1680	2520	1.43-27.5	0.168-2.9	0.139-0.88			
	bois	6540-12500	440			1.03-1.35			
Wen et Yu (1966)		2052-6350 2380	-	-	-	-	-	Eau	Modification de l'équation d'Ergun pour prédire U_{mf} des travaux de la littérature

II.5 Vitesse terminale de fluidisation

La vitesse maximale de fluidisation (U_t), ou vitesse de chute d'une particule solide dans un fluide est une caractéristique essentielle de la particule, c'est la vitesse maximale permise pour l'opération de fluidisation, au-delà de cette vitesse limite de la fluidisation, On observe le phénomène d'entraînement ou transport des particules.

Cette vitesse peut être exprimée par la relation suivante (L.G. Gibilaro, 2001):

$$U_t = \left(\frac{4gd_p(\rho_s - \rho_f)}{3\rho_f C_d} \right)^{1/2} \quad (\text{II.8})$$

Avec C_d coefficient de traînée qui peut être exprimé en fonction du nombre de Reynolds rapporté à la particule :

$$\text{Pour } Re_p < 0.4 \quad C_d = \frac{24}{Re_p} \quad (\text{II.9})$$

$$\text{Pour } 0.4 < Re_p < 500 \quad C_d = \frac{10}{\sqrt{Re_p}} \quad (\text{II.10})$$

$$\text{Pour } 500 < Re_p < 20000 \quad C_d = 0.4 \quad (\text{II.11})$$

$$\text{Où : } Re_p = \frac{d_p U_t \rho_f}{\mu_f}$$

II.6 L'expansion des lits fluidisés

Les systèmes à lit fluidisé solide-liquide sont généralement caractérisés par l'expansion régulière du lit, lorsque la vitesse du liquide croît de la vitesse au minimum de fluidisation (porosité au minimum de la fluidisation) jusqu'à la vitesse proche de la vitesse terminale de chute de la particule. L'expansion est caractérisée par la porosité ou le taux de vide (A. Bounaceur, 2008, N. Bouguerra, 2011).

Comme la montre la Figure II.2, l'augmentation de la vitesse entraîne une augmentation de la hauteur du lit, c'est le phénomène d'expansion.

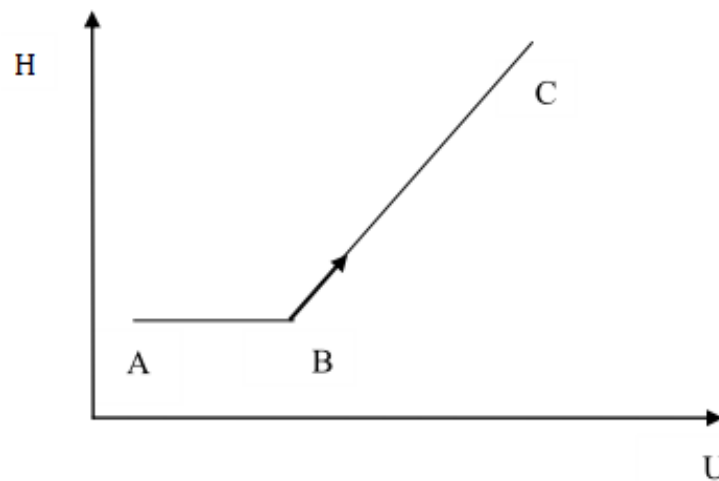


Figure II.2 : Variation de la hauteur du lit en fonction de la vitesse superficielle du fluide.

II.7 Porosité globale de lit fluidisé

II.7.1 Définition de la porosité

La porosité ou le taux de vide du lit représente le rapport entre le volume de vide et le volume total du lit.

Une des méthodes utilisables pour la détermination de la porosité ou le degré de vide, est basée sur la mesure de la hauteur d'expansion de la couche fluidisée, H (A. Bounaceur, 2008)

$$\varepsilon = 1 - \frac{m_p}{H A \rho_p} \quad (\text{II.12})$$

Avec : m_p (kg) : masse des particules, H (m) : hauteur de la couche fluidisée, A (m²) : section de la colonne et ρ_p (kg/m³) : masse volumique des particules.

II.7.2 Corrélations de calcul de la porosité

De nombreux travaux ont été réalisés sur l'expansion et cela pour différentes formes et tailles des particules. Ces travaux ont abouti à différentes corrélations, le tableau II.3 regroupe quelques corrélations proposées dans la littérature pour prédire la porosité au minimum de fluidisation (ε_{mf})

Tableau II.3 : Corrélations de littérature pour établir ε_{mf} .

Auteurs	Corrélations
C. Chyang et W. Huang (1988)	$\varepsilon_{mf} = 1.05 \text{ Re}_{mf}^{0.3} \text{Ar}^{-0.17}$
V. Tonglimp et al. (1984)	$\varepsilon_{mf} = 1.10 \text{ Re}_{mf}^{0.29} \text{Ar}^{-0.19} \text{M}_v^{0.05}$
K. Tannous et al. (1994)	$\varepsilon_{mf} = 0.47 (\text{M}_v^{-0.5} \text{Fr})^{0.22}$

II.8 Problèmes pratiques de la fluidisation

Dans la pratique quatre phénomènes sont fréquents dans le fonctionnement d'un lit fluidisé:

➤ **Le bullage:** des bulles se forment dans la région de la grille de distribution de gaz au bas de la colonne, s'élèvent dans le lit, grossissent par coalescence et viennent finalement s'éclater en surface comme dans le cas d'un liquide en ébullition. En réalité ce phénomène est très complexe et a fait l'objet de plusieurs études. La plupart des réacteurs fonctionnent sous ce régime.

➤ **Le pistonnage:** le diamètre des bulles atteint cette fois des dimensions comparables à celles de la colonne. Il y a alternance dans le lit de passage de grosses bulles et de lit stable. La surface du lit se soulève et retombe de manière très régulière.

➤ **Le renardage:** les particules s'accrochent et créent des passages préférentiels pour le fluide à travers lesquels le fluide s'écoule et la fluidisation a tendance à disparaître.

Chapitre III : Installation et procédure expérimentale

Dans ce chapitre, nous décrivons l'unité de fluidisation utilisée pour mener cette étude expérimentale, on note qu'elle a été conçue et réalisée au niveau du laboratoire d'Hydrodynamique, dans le cadre de la préparation d'une thèse de Magister (N. Bouguerra, 2011 ; N. Boudrahem, 2011). Nous présentons également les techniques de mesures employées pour déterminer les caractéristiques hydrodynamiques du lit fluidisé, en précisant les différents systèmes étudiés.

III.1 Présentation générale de l'installation

Le montage expérimental est schématisé sur la figure III.1. Une structure métallique soutient l'ensemble des éléments composant notre installation. Cette dernière comporte une colonne cylindrique (2) en verre de diamètre intérieur de 20 mm et d'une hauteur de 1m, où différents lits de particules sont étudiés. Ces derniers sont supportés par un distributeur (4) de liquide (grille à mailles fines) qui sépare la colonne d'une section d'homogénéisation (1). Le liquide est mis en circulation à partir d'un réservoir d'alimentation grâce à une pompe centrifuge (6). Ce réservoir est en plastique transparent de forme parallélépipédique avec une capacité de 10 litres, un thermostat (14) plongé dans le réservoir d'eau permet de contrôler la température. Le circuit d'alimentation de la colonne est muni d'un by-pass (8) (vanne qui permet de renvoyer vers le réservoir d'alimentation le surplus de liquide ne passant pas dans la colonne). Un débitmètre disposé en aval de la pompe permet de fixer la vitesse d'écoulement du liquide. Une fois la colonne traversée, le liquide est récupéré dans le réservoir, en passant par une section de sortie de forme conique (collecteur) (12) afin d'éviter la formation de bulles d'air lors du déversement du liquide dans le réservoir. le déversement se fait par l'intermédiaire d'un tuyau de faible diamètre.

La présence d'inhomogénéité au sein de l'écoulement (passage préférentiel du liquide), nécessite que l'amont de la colonne de fluidisation soit constitué d'une zone d'homogénéisation (calmante). Celle-ci, de même diamètre que la colonne et de 100 mm de hauteur, est munie à sa sortie d'une grille à mailles fines qui la sépare de la colonne et repose sur une partie de forme conique (11) (collecteur), un tel système assure une distribution plus au moins uniforme du liquide à la base du lit.

Le dispositif expérimental comporte, en outre un système de mesure de pression (10) à travers le lit fluidisé, c'est un tube manométrique de forme U en verre de longueur 1200 mm et de diamètre 10 mm, une règle métallique graduée est fixée entre les deux côtés du tube, les extrémités de ce dernier sont branchées par l'intermédiaire de tuyaux aux prises de pression (9) correspondantes sur la colonne.

Cependant, notre dispositif expérimental réalisé, présente quelques contraintes que nous pouvons énumérer comme suit:

- La présence des bulles d'air dans les tubes de prise de pression et le manomètre.
- La recharge et la décharge de la colonne de fluidisation par le charbon actif est difficile.
- L'hétérogénéité des divers matériaux utilisés (verre, téflon...) a fait que l'assemblage des différentes parties de l'installation est difficile. Ce qui a accentué le problème d'étanchéité.

III.2 Instructions de mise en marche

Avant de décrire la procédure expérimentale, nous avons jugé nécessaire d'avancer certaines instructions de mise en marche, pour éviter d'éventuels risques ou un mauvais fonctionnement de l'ensemble de l'installation :

- S'assurer en premier lieu du remplissage de la pompe (éviter qu'elle ne tourne à vide) en remplissant le réservoir d'alimentation en eau, vérifier la conjonction des tubes et ouvrir la vanne du by-pass.
- Actionner la pompe et attendre le remplissage total de la colonne, en ouvrant la vanne du débitmètre pour chasser les éventuelles poches d'air des différentes parties de la canalisation.

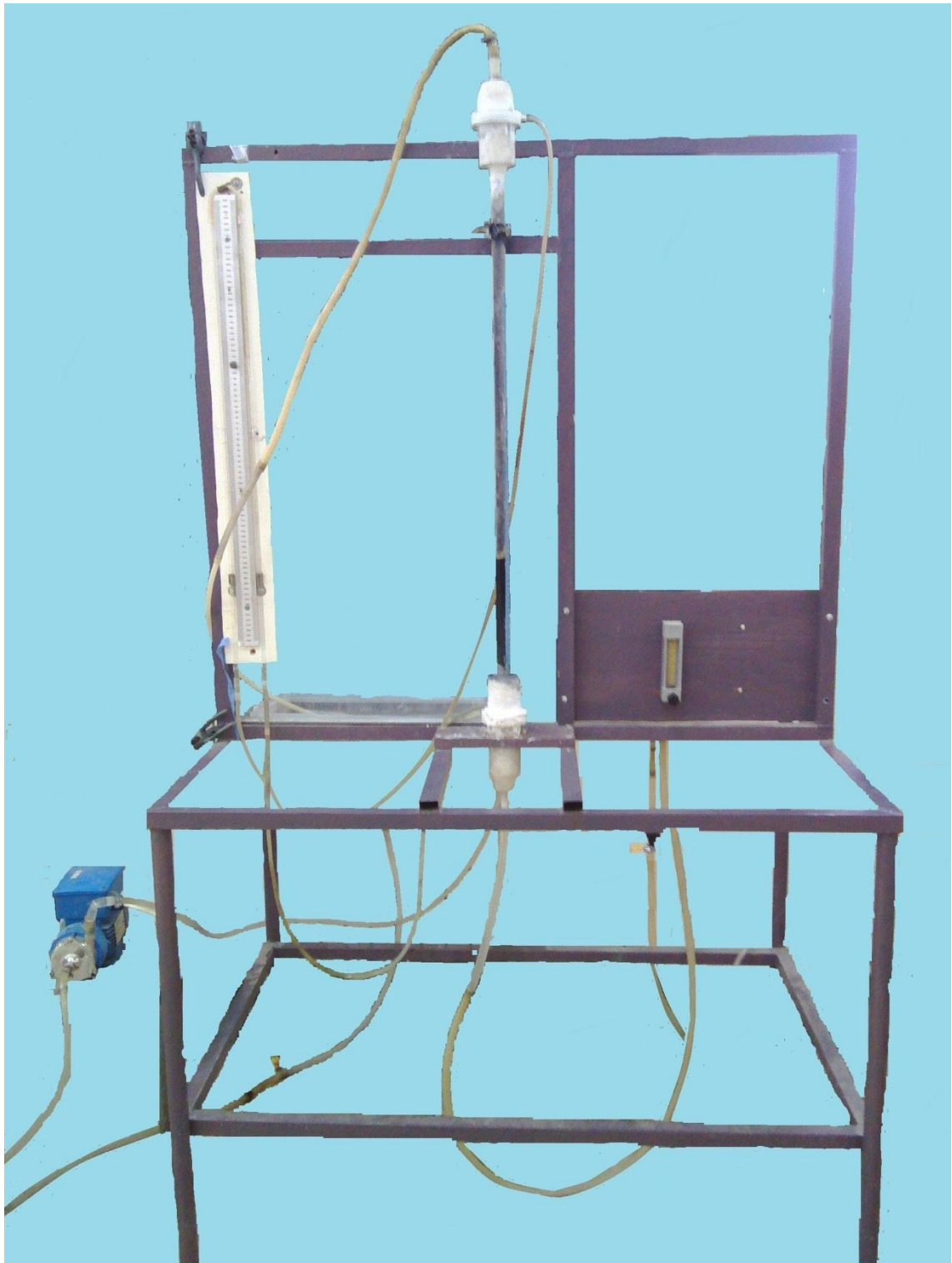


Figure III.1 : Dispositif expérimental

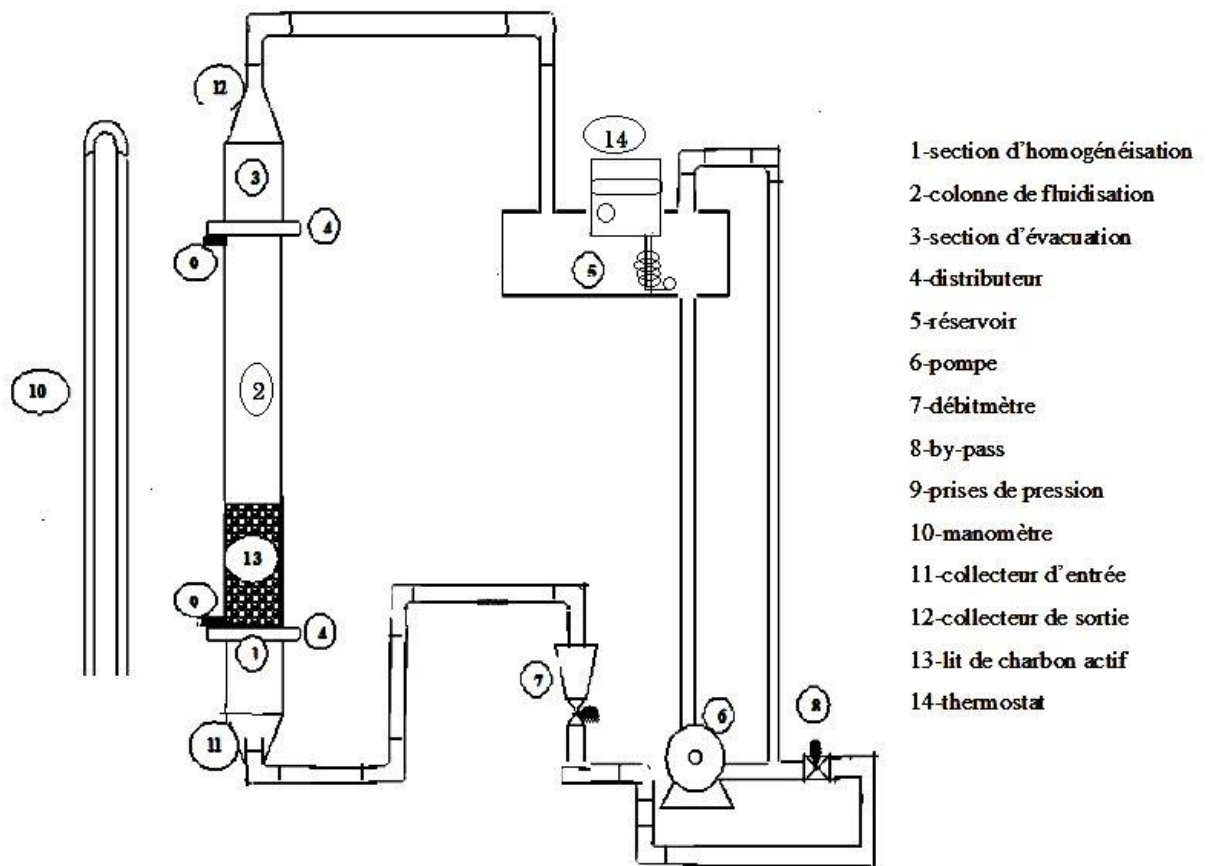


Figure III.2 : Schéma général de l'installation expérimentale

III.3 Procédure expérimentale

Pour chaque système (solide-liquide) étudié, nous avons commencé par faire circuler le fluide dans la colonne de fluidisation à grand débit, et ce pour une durée nécessaire à l'évacuation de l'air emprisonné dans la colonne. Pendant ce temps, les particules sont en suspension et le fluide circule jusqu'à ce que la chute de pression se stabilise.

Pour chaque expérience réalisée (voir tableau III.1), on procède aux mesures suivantes :

➤ A chaque débit fixé, on note la hauteur manométrique correspondante à la pression dans la colonne (la pression entre le bas et le sommet de la colonne). La hauteur du lit en expansion et la température sont également notées.

- La plage des débits est balayée dans le sens croissant à l'aller et décroissant au retour.
- Pour vérifier la reproductibilité des résultats, nous avons effectué trois séries de mesure pour chaque système (solide/fluide) étudié.

Tableau III.1 : Hauteurs et masses du charbon utilisées

dp = 1.2 mm		
H_s (cm)	24	36
M(g)	42	58.5
dp= 2.25 mm		
H_s (cm)	24	36
M (g)	37	59.7

III.4 Techniques de mesures

❖ Mesure de débits

La mesure et le contrôle du débit du fluide sont assurés à l'aide d'un débitmètre préalablement étalonné, disposé entre la pompe et l'entrée de la colonne. L'étalonnage du débitmètre est obtenu de la manière suivante : pour chaque graduation indiquant une position stable du flotteur, on recueille avec une éprouvette, un volume d'eau fixé, en enclenchant le chronomètre. On note le temps nécessaire à l'obtention de ce volume. La relation qui suit permet de calculer le débit, pour chaque position du flotteur :

$$Q_V = V/t$$

Q_V : Débit volumique (m³/s)

V: Volume recueilli (m³)

t : temps (s)

La courbe d'étalonnage du débitmètre ainsi obtenue après plusieurs mesures est représentée dans l'annexe A.

➤ **Mesure des pertes de charge**

La variation des pertes de charges le long de la colonne est mesurée en utilisant un manomètre à eau, branché à deux prises de pressions, dont l'une est placée à la base de la colonne et la seconde à la sortie.

❖ **Mesure de la température**

La température étant un paramètre influant sur les propriétés physiques du fluide (masse volumique, viscosité). La température de l'eau est fixée à l'aide d'un thermoplongeur introduit dans le réservoir d'alimentation, un thermomètre est utilisé en parallèle pour vérifier la fiabilité du thermoplongeur.

❖ **Mesure de la hauteur du lit (expansion)**

Pour chaque débit, on relève la hauteur moyenne (H) à partir des niveaux maximal et minimal, atteints par le lit de particules. Les valeurs relevées serviront au calcul de la porosité en utilisant l'équation suivante :

$$\varepsilon = 1 - \frac{M}{\rho_p H \Omega}$$

M : masse des particules (kg)

Ω : section de la colonne (m²)

ρ_p : masse volumique des particule (kg/m³)



Figure III.3 : lit fixe



Figure III.4 : lit fluidisé

III.5 Caractéristiques des phases

III.5.1 La phase solide

Le charbon utilisé dans nos expériences est un charbon actif industriel fourni par l'entreprise nationale des corps gras de Bejaia. Il se présente à l'origine sous forme de granules de diamètre moyen supérieur à 2 mm. Après broyage, l'analyse dimensionnelle du charbon obtenu est réalisée par tamisage dans une série de tamis de différents diamètres afin d'obtenir les granulométries désirées. Un échantillon de charbon placé dans une étuve à 110°C pendant 24 heures est utilisé pour déterminer les masses volumiques réelle et apparente.

➤ La masse volumique réelle du charbon actif a été déterminée par méthode pycnométrique :

on introduit une petite quantité de charbon de masse connue (m_p) dans un pycnomètre taré de volume V_t , on remplit ensuite ce pycnomètre avec une solution de méthanol de masse volumique connue ($\rho_{\text{méthanol}}$). Connaissant la masse totale m_t du pycnomètre (particules + méthanol), on calcule la masse du méthanol :

$$m_{\text{méthanol}} = m_t - m_p$$

On calcule ensuite le volume du méthanol à partir de la relation suivante :

$$V_{\text{méthanol}} = \frac{m_{\text{méthanol}}}{\rho_{\text{méthanol}}}$$

Le volume des particules est ensuite calculé comme suit :

$$V_p = V_t - V_{\text{méthanol}}$$

D'où la masse volumique réelle des particules devient égale à :

$$\rho_p = \frac{m_p}{V_p}$$

➤ La masse volumique apparente est déterminée en appliquant la procédure suivante: on introduit dans un pycnomètre préalablement lavé et séché une quantité de charbon correspondant à un volume apparent quelconque. Pour éviter l'adhésion des grains sur les parois du pycnomètre, il est impératif de secouer l'ensemble pycnomètre plus échantillon afin de bien tasser les grains.

La connaissance de la masse de l'échantillon m_p et du volume apparent v_{app} permet d'accéder à la masse volumique apparente ρ_{app} du charbon.

$$\rho_{app} = m_p / v_{app}$$

Les masses volumiques réelle et apparente obtenues sur une moyenne de quatre séries de mesures sont reportées dans le tableau III.2.

Tableau III.2 : Les masses volumiques (réelles et apparentes) de charbon actif.

Diamètre (mm)		
	1.2	2.25
Masse volumique (Kg/m ³)		
Masse volumique réelle ($\rho_{réelle}$)	1483	1336
Masse volumique apparente (ρ_{app})	533	567

III.5.1 La phase liquide

Comme agent fluidisé nous avons utilisé de l'eau de robinet. La masse volumique et la viscosité de l'eau pour chaque température opératoire, ont été obtenues à partir des courbes caractéristiques dans les guides techniques. Leurs valeurs sont présentées dans le tableau suivant :

Tableau III.3 : Propriétés physicochimiques de la phase liquide

Températures (°C)	Viscosité dynamiques (Pas. s)	Masse volumique (Kg/m ³)
25	$0.891.10^{-3}$	997
30	$0.800.10^{-3}$	996
35	$0.723.10^{-3}$	995

Chapitre IV : Résultats et interprétation

Chapitre IV : Résultats et interprétation

Dans ce chapitre nous présentons l'ensemble des résultats expérimentaux auxquels nous avons abouti. Pour chaque système solide-liquide étudié, nous avons déterminé les principales caractéristiques hydrodynamiques qui définissent l'état et le comportement des particules fluidisées, à savoir la vitesse minimale de fluidisation et l'expansion ou la porosité globale du lit fluidisé.

Les différents systèmes étudiés, et la gamme des vitesses explorées sont récapitulés dans le tableau IV.1. On note que les nombres adimensionnels d'Archimède (Ar), de Reynolds (Rep) et de Froude (Fr), présentés dans ce tableau, sont calculés en utilisant le diamètre équivalent moyen des particules comme dimension caractéristique.

Tableau IV.1 : Domaine d'investigation expérimentale

d_p (m)	ρ_p (kg/m ³)	U (m/s)	Rep	Fr	Ar	ε
0.0012	1483	0.0056 – 0.046	7 - 76	0.002 – 0.18	10336	0.63 - 0.9
0.00225	1336	0.0056 – 0.046	7 - 142	0.001 – 0.096	47432	0.61 – 0.9

IV.1 Evolution des pertes de charges

La figure IV.1 montre l'évolution des pertes de charges en fonction de la vitesse superficielle du liquide. Les mesures sont menées à débit croissant (aller) jusqu'à la limite maximale de fluidisation, puis une défluidisation est réalisée (retour).

On constate que pour les faibles vitesses, les particules demeurent immobiles et la perte de charge subit par le liquide à la traversée de la couche augmente avec le débit, c'est ce qu'on appelle un lit fixe. Pour une valeur caractéristique du débit, les particules solides sont mises en suspension. Tout accroissement du débit entraîne maintenant une expansion de la couche et une augmentation de sa hauteur. A partir de ces valeurs de débit, la perte de charge tend à se stabiliser et reste sensiblement constante.

Si on diminue le débit du liquide, les courbes de variation de pression ne sont pas confondues avec celles observées à débit croissant, car le tassement de la couche fixe initiale est différent de celui de la couche obtenue par dépôt progressif d'une couche fluidisée.

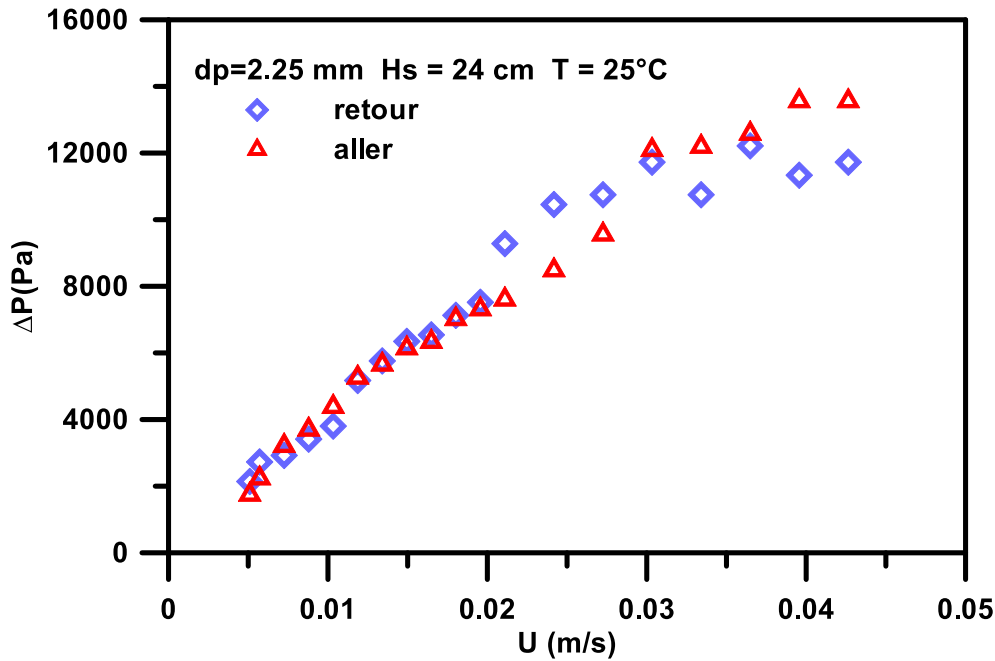


Figure IV.1 : Perte de charge en fonction de la vitesse du liquide

IV.2 Vitesse minimale de fluidisation

La vitesse minimale de fluidisation, U_{mf} , est déterminée suivant la méthode classique préconisée par Richardson (J. F. Richardson, 1971). Cette méthode nécessite de tracer l'évolution de la chute de pression ΔP en fonction de la vitesse U du liquide, dans la région correspondant au lit fixe, et de déterminer son intersection avec la droite qui correspond à la chute de pression constante dans le lit fluidisé. Comme le montre les figures IV.2 et IV.3, le point d'intersection des deux portions, représente la vitesse minimale de fluidisation.

Les valeurs de U_{mf} ainsi obtenues pour chaque système étudié sont regroupées dans le tableau IV.2.

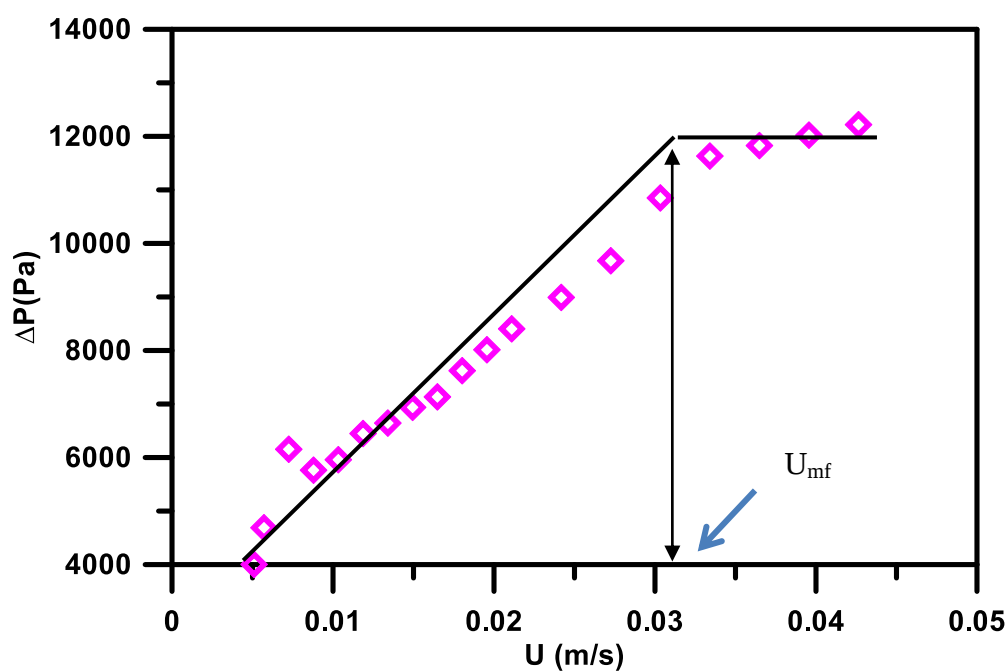


Figure IV.2 : Perte de charge et vitesse minimale de fluidisation

$d_p = 1.2$ mm ; $H_s = 24$ cm ; $T = 25^\circ\text{C}$

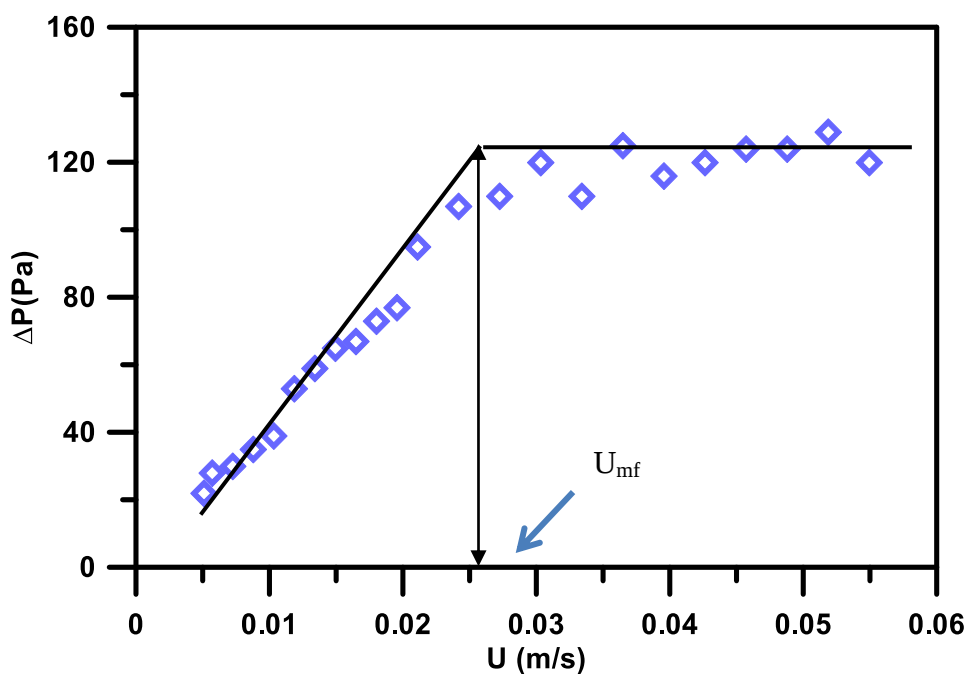


Figure IV.3 : Perte de charge et vitesse minimale de fluidisation

$d_p = 2.25$ mm ; $H_s = 24$ cm ; $T = 25^\circ\text{C}$

Tableau IV.2 : Valeurs expérimentales de U_{mf}

dp (mm)	ρ_p (kg/m ³)	$H_s = 24$ cm			$H_s = 36$ cm		
		U_{mf} (cm/s)			U_{mf} (cm/s)		
		T = 25°C	T = 30°C	T = 35°C	T = 25°C	T = 30°C	T = 35°C
1.2	1483	3.1	3.14	3.75	3.36	2.6	3.14
2.25	1336	2.5	2.8	3	2.07	2	2.4

Comme le montre ce tableau, la hauteur de la couche de solides au repos (H_s) et la température n'ont pratiquement pas d'influence sur U_{mf} . Par contre, l'augmentation de la masse volumique se traduit par une augmentation de la vitesse minimale de fluidisation (voir figures IV.4 et IV.5).

Ces résultats expérimentaux sont qualitativement comparables à ceux de Thonglimp et al.(1984) ainsi que Tannous et al.(1994). Rappelons que ces auteurs ont étudié le comportement hydrodynamique au minimum de fluidisation et l'expansion des couches fluidisées de particules appartenant aux classes B et D de Geldart. De Plus ces auteurs ont montré dans leurs études, que le diamètre de la colonne de fluidisation n'a pas d'influence sur U_{mf} .

IV.3 Expansion des couches fluidisées

Pour tous les essais réalisés et avec le mode opératoire déjà présenté dans le chapitre précédent, nous avons relevé les variations du degré de vide (ou porosité) ε du lit fluidisé avec la vitesse de fluidisation U .

Les figures IV.4 et IV.5 présentent l'évolution de la porosité en fonction de U , respectivement pour les diamètres des particules de charbon de 1.2 mm et 2.25 mm. Sur ces courbes, on constate la présence de trois zones : un premier palier, correspondant à une porosité relativement constante (lit fixe) est suivi d'une zone de transition où seules les particules de charbons situées sur la surface du lit sont mises en mouvement (état initial de

fluidisation), à une évolution croissante à l'état complètement fluidisé (toutes les particules de charbon sont maintenant mises en suspension) . Ces trois zones distinctes sont délimitées par deux vitesses caractéristiques, la vitesse initiale de fluidisation U_{if} , et celle de la fluidisation complète U_{mf} .

Les deux vitesses caractéristiques (U_{if} et U_{mf}) peuvent être déterminées à partir de ces courbes. Ainsi U_{if} est obtenue par projection du point d'intersection entre le palier constant et la zone de transition, et U_{mf} correspond à la projection du point d'intersection entre la pente de la zone de transition et celle de la zone complètement fluidisée.

Ainsi, on trouve : ($U_{if} = 1.4 \text{ cm/s}$; $U_{mf} = 2.9 \text{ cm/s}$) et ($U_{if} = 1.2 \text{ cm/s}$; $U_{mf} = 2.5 \text{ cm/s}$) respectivement pour les particules de 1.25 et 2.25 mm de diamètre.

Nous avons observé cette évolution de la porosité pour toutes les mesures effectuées (sous différentes conditions opératoires). Les différentes courbes tracées pour les autres systèmes étudiés sont représentées dans la partie Annexe.

On note que les valeurs de U_{mf} déterminées à partir des courbes d'expansion sont très proches de celles déduites du diagramme des pertes de charges. Puisque l'écart relatif enregistré ne dépasse pas 15%.

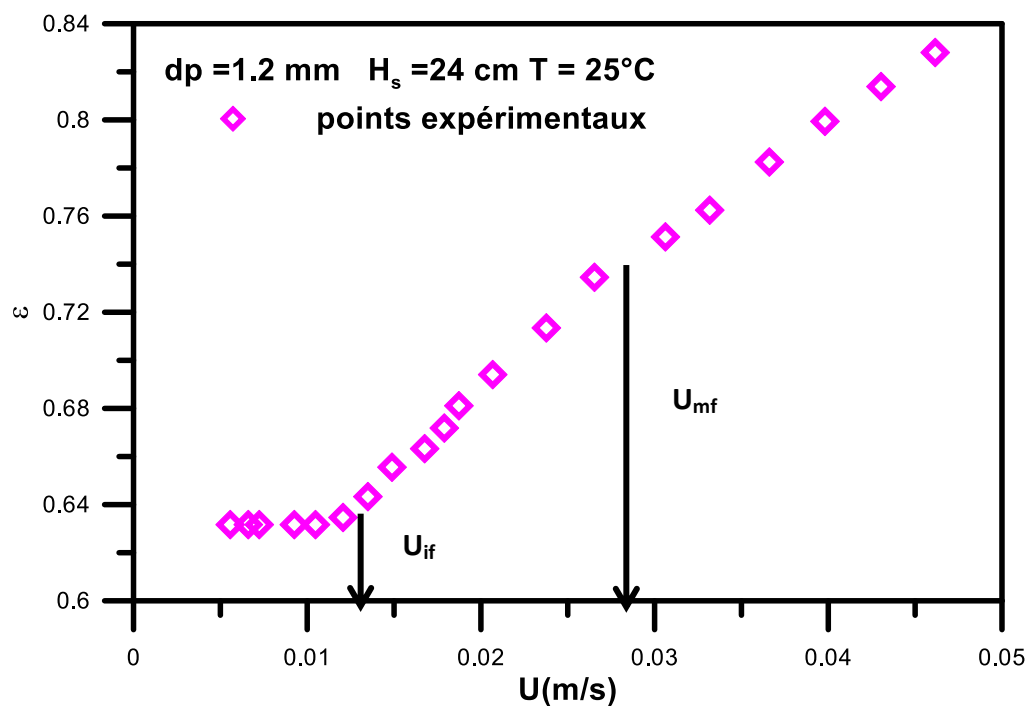


Figure IV.4 : Variation de la porosité du lit en fonction de la vitesse d'écoulement ($d_p=1.2\text{mm}$)

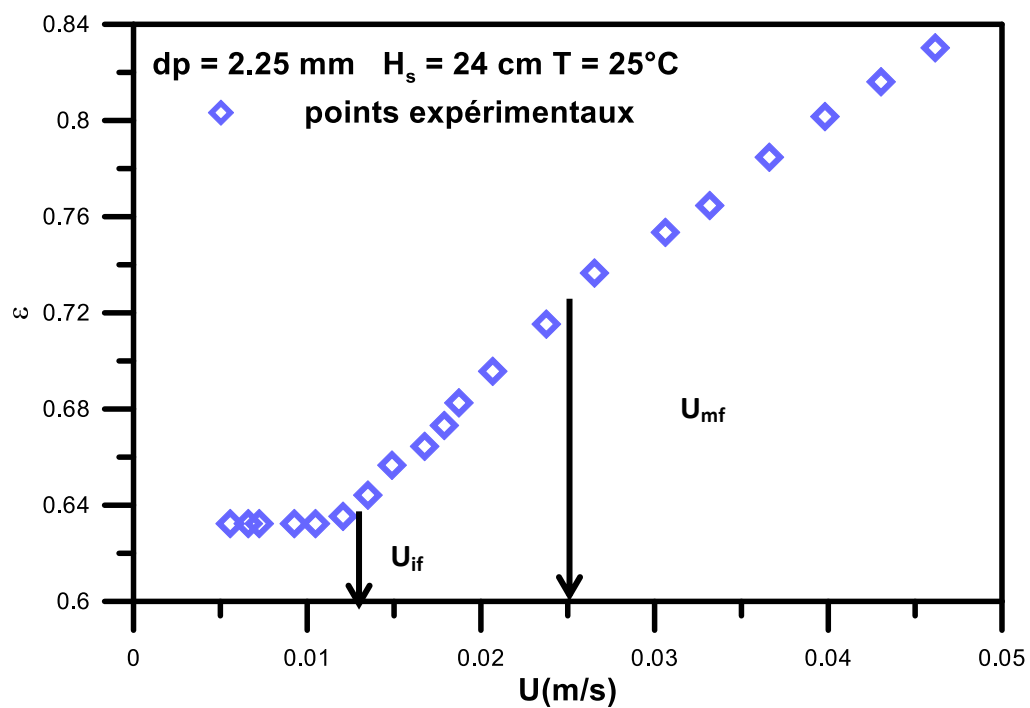


Figure IV.5 : Variation de la porosité du lit en fonction de la vitesse d'écoulement ($d_p=2.25$ mm)

Pour montrer l'influence de la hauteur statique sur la variation de la porosité globale et la porosité au minimum de fluidisation (ε_{mf}), nous avons varié la hauteur du lit fluidisé. Les résultats obtenus pour chaque granulométrie étudiée, à différentes températures, montrent que la hauteur de la couche solide au repos n'a pratiquement pas d'influence sur la variation de ces paramètres. A titre d'exemple, nous avons présenté sur la figure IV.6 l'évolution de la porosité du lit fluidisé des particules de 2.25 mm de granulométrie pour les deux hauteurs au repos étudiées, à savoir 24 cm et 36 cm.

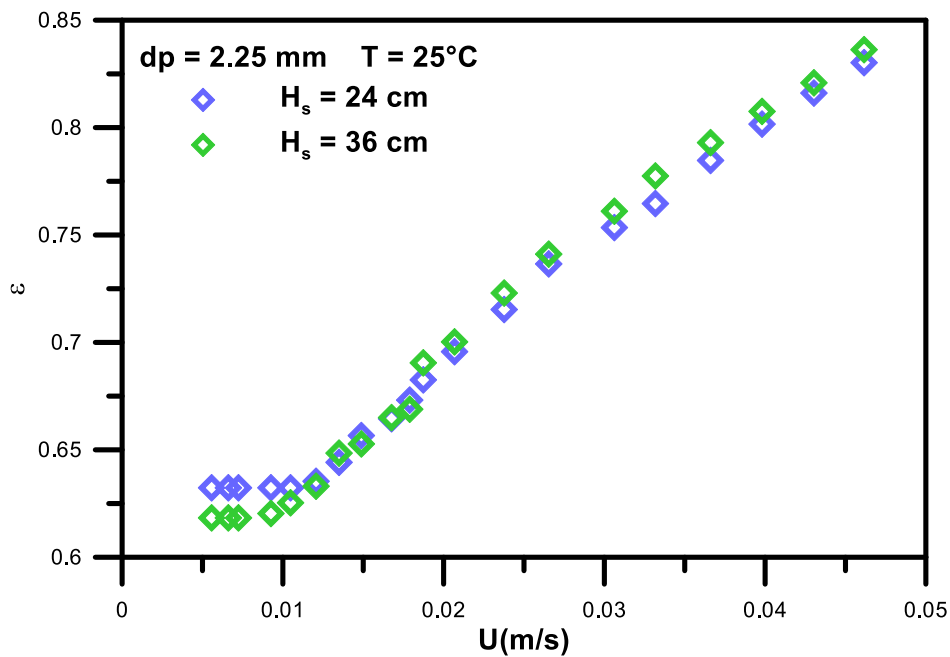


Figure IV.6 : Influence de la hauteur statique sur l'expansion du lit fluidisé

Les caractéristiques d'expansion ou la porosité du lit fluidisés ont également été étudiées par Thonglimp et al.(1984). Ces auteurs ont noté que l'expansion est indépendante de la hauteur du lit au repos et du diamètre de la colonne. Cette constatation a été confirmée par Tannous et al.(1994).

Nous avons également étudié l'influence de la température sur l'expansion de la couche fluidisée et la porosité au minimum de fluidisation et ce pour les deux granulométries de charbon actif étudiées. Les résultats obtenus ne montrent aucun effet significatif, comme le montre la figure ci-dessous.

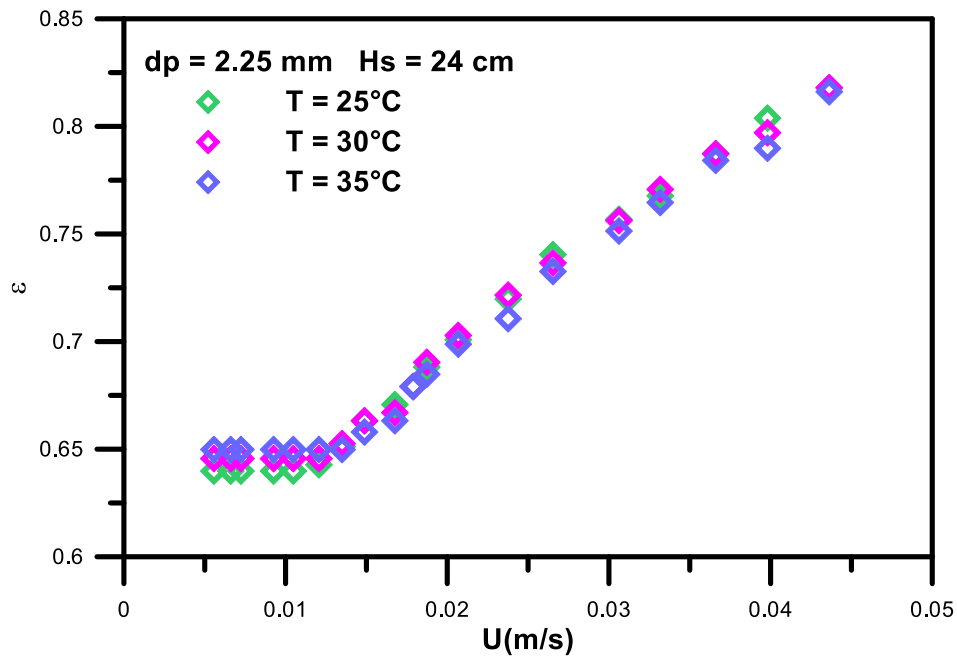


Figure IV.7 : Influence de la température sur l'expansion du lit fluidisé

La figure IV.8 illustre l'effet de la taille moyenne des particules de charbon sur la variation de la porosité globale du lit fluidisé. Au vu de cette courbe, on constate que l'augmentation de la masse volumique du charbon se traduit par une augmentation de la porosité globale et celle au minimum de fluidisation (ϵ_{mf}).

Tannous et al.(1994) ont également montré dans leur travail que l'augmentation de la masse volumique et de la taille des particules solides implique une augmentation de la porosité minimale de fluidisation.

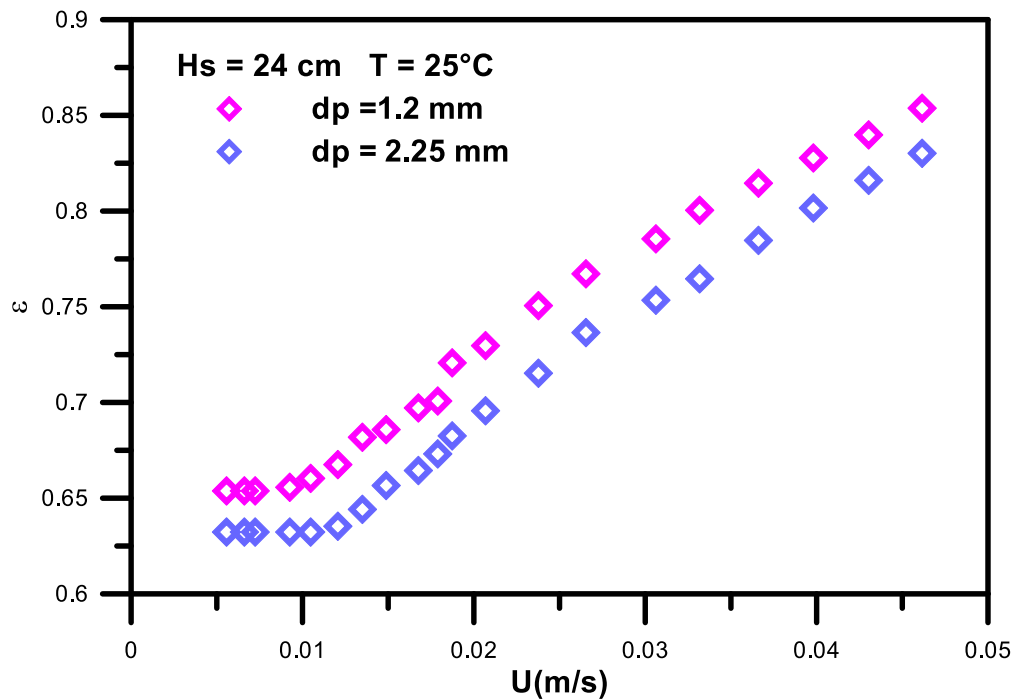


Figure IV.8 : Influence de la granulométrie du charbon actif sur l'expansion

IV.4 Comparaison aux corrélations de la littérature

➤ Vitesse au minimum de fluidisation :

Nous avons comparé nos valeurs expérimentales de U_{mf} aux valeurs théoriques calculées à partir de certaines corrélations relevées de la littérature.

Ces prédictions sont confrontées à nos résultats expérimentaux, en évaluant les écarts (E) relatifs entre les valeurs de U_{mf} calculées à partir des équations et les valeurs expérimentales :

$$E \% = \frac{U_{mf,max} - U_{mf,min}}{U_{mf,max}} * 100$$

Avec : $U_{mf,max}$ la valeur maximale de U_{mf} .

$U_{mf,min}$ la valeur minimale de U_{mf} .

Les tableaux IV.3 et IV.4 regroupent les valeurs obtenues ainsi que l'écart relatif enregistré entre les valeurs expérimentales et celles calculées par les corrélations, respectivement pour les granulométries de charbon : 1.2 mm et 2.25 mm.

Tableau IV.3 : Comparaison des prédictions des corrélations de la littérature avec les résultats expérimentaux ($d_p = 0.0012$ m, $H_s = 24$ cm et $T=25^\circ\text{C}$).

corrélation	U_{if} (exp) (m/s)	U_{mf} (cal)	E (%)	U_{mf} (exp)	U_{mf} (cal)	E (%)
Wen et Yu (1966)	0.014	0.0043	69	0.031	0.0043	99
K. Noda et al (1986)		0.0185	32		0.0185	40
K. Mourad et al (1994)		0.0118	16		0.0118	63
F. Frantz (1966)		0.0082	41		0.0082	73
Egun (1954)		0.0080	43		0.0080	74

Tableau IV.4 : Comparaison des prédictions des corrélations de la littérature avec les résultats expérimentaux ($d_p = 0.00225$ m, $H_s = 24$ cm et $T=25^\circ\text{C}$).

Corrélation	U_{if} (exp)	U_{mf} (cal)	E (%)	U_{mf} (exp)	U_{mf} (cal)	E (%)
Wen et Yu (1966)	0.012	0.0086	28	0.025	0.0086	65
K. Noda et al. (1986)		0.0212	43		0.0212	15
K. Mourad et al. (1994)		0.0307	60		0.0307	22
F. Frantz (1966)		0.02	40		0.02	20
Egun (1952)		0.0124	3		0.0124	50

On constate que la corrélation avancée par K. Noda et al.(1986) est la plus conforme à nos valeurs expérimentales, les écarts enregistrés ne dépassant pas 40%. Les autres corrélations utilisées restent assez loin de U_{mfexp} .

Rappelons que la corrélation de K. Noda et.al (1986), a été établie pour des mélanges binaires de solides de différentes tailles et densités. Ces auteurs insistent sur le fait la vitesse minimale de fluidisation déterminée expérimentalement correspond à la vitesse pour laquelle toutes les particules sont mises en fluidisation (aussi bien les fines que les grosses particules). Ce comportement est à rapprocher de celui de la couche de charbon de particules de forme irrégulière et de taille non uniforme utilisée dans le présent travail.

➤ Porosité au minimum de fluidisation

Nous avons calculé les valeurs théoriques de la porosité minimale de fluidisation à partir des différentes corrélations bibliographiques testées. Les tableaux IV.5 et IV.6 regroupent les valeurs obtenues ainsi que l'écart relatif enregistré entre ces valeurs et celles de la porosité minimale de fluidisation expérimentale, respectivement pour les granulométries de charbon : 1.2 mm et 2.25 mm.

On constate que c'est la corrélation de Chung et Huang (1988) qui représente le mieux les résultats expérimentaux. En effet, les écarts relatifs enregistrés entre nos valeurs expérimentales ε_{mf} et celles prédites par la corrélation de ces auteurs ne dépassent pas 20 %. Leur corrélation reste aussi la plus conforme aux valeurs de la porosité globale enregistrées dans le présent travail (voir figures 1V.9 et IV.10).

Par contre, les corrélations de Tannous et al.(1994) et Thonglimp et al. (1984) sous-estiment le degré de vide au minimum de fluidisation et la porosité globale du lit fluidisé.

Tableau IV.5 : Comparaison des prédictions des corrélations de la littérature avec les résultats expérimentaux ($d_p = 1.2$ mm)

Corrélation	Hs = 24 cm			Hs = 36 cm		
	$\varepsilon_{mf}(exp)$	$\varepsilon_{mf}(cal)$	E(%)	$\varepsilon_{mf}(exp)$	$\varepsilon_{mf}(cal)$	E(%)
Chyang et Huang (1986)	0.75	0.68	9	0.76	0.68	10
Tonglimp et al (1984)		0.55	40		0.55	40
Tannous (1994)		0.3	60		0.3	60

Tableau IV.6 : Comparaison des prédictions des corrélations de la littérature avec les résultats expérimentaux ($d_p = 2.25$ mm)

Corrélation	Hs = 24 cm			Hs = 36 cm		
	$\varepsilon_{mf}(exp)$	$\varepsilon_{mf}(cal)$	E(%)	$\varepsilon_{mf}(exp)$	$\varepsilon_{mf}(cal)$	E(%)
Chyang et Huang (1986)	0.69	0.59	16	0.7	0.55	21
Tonglimp et al (1984)		0.45	37		0.42	39
Tannous (1994)		0.24	65		0.22	68

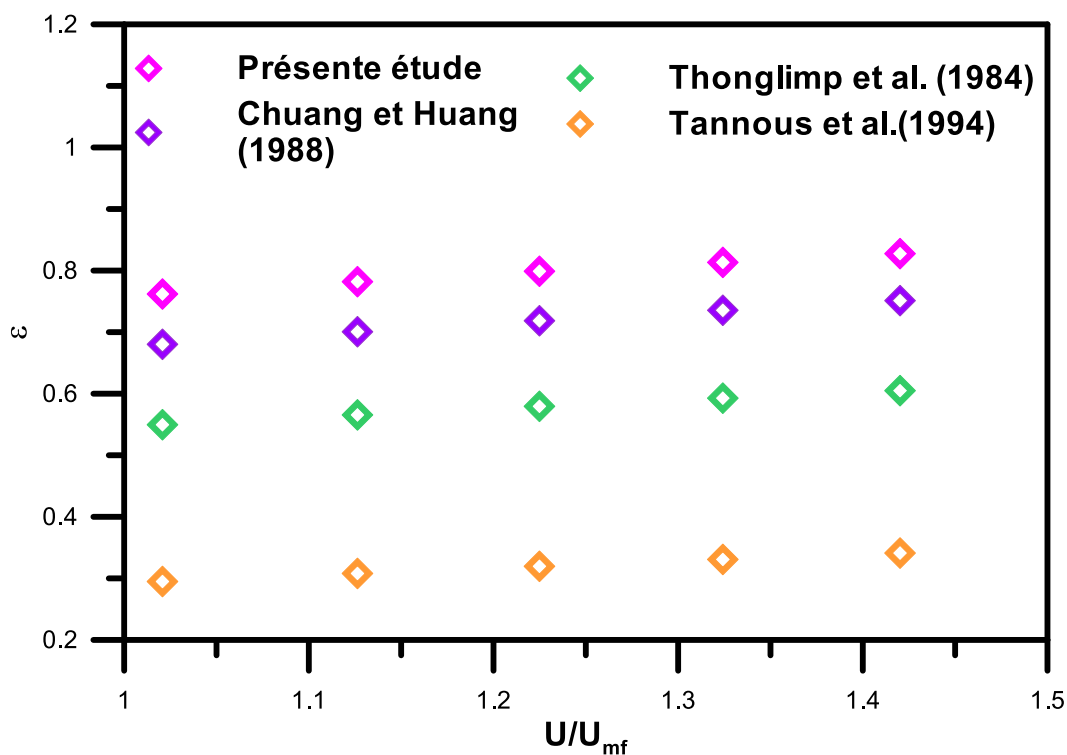


Figure IV.9 : Comparaison de la porosité du lit expérimentale et calculée par les corrélations ($d_p = 1.2$ mm $H_s = 24$ cm $T = 25^\circ\text{C}$)

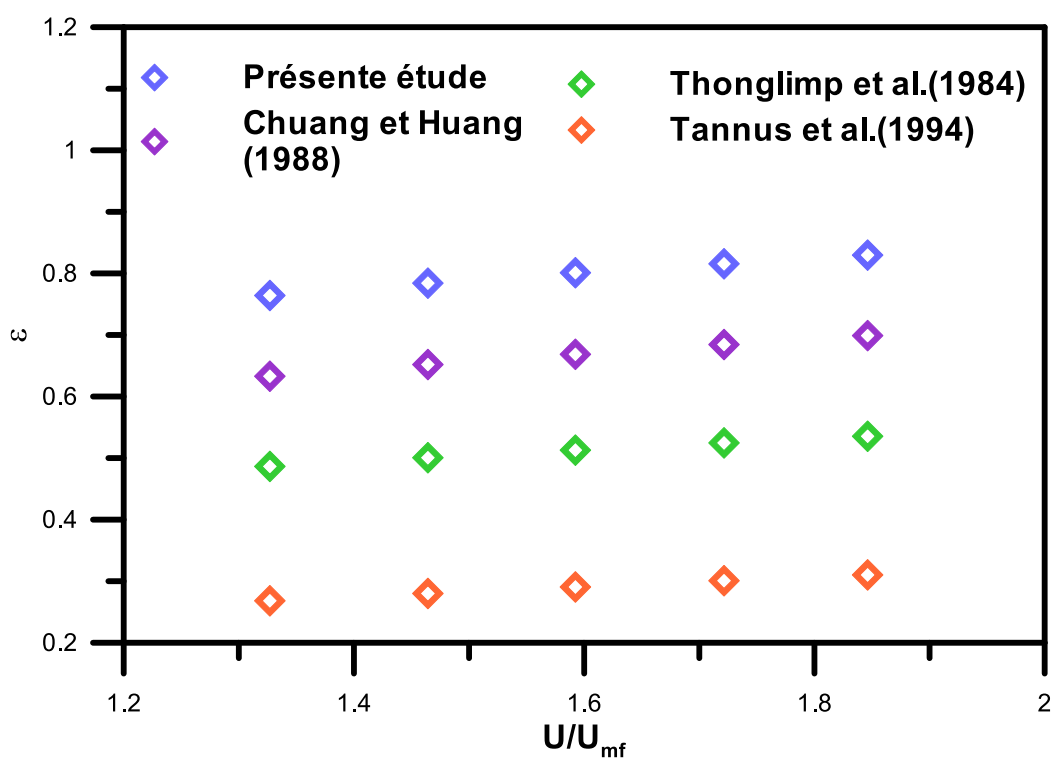


Figure IV.10 : Comparaison de la porosité du lit expérimentale et calculée par les corrélations ($d_p = 2.25$ mm $H_s = 24$ cm $T = 25^\circ\text{C}$)

Conclusion

Le développement des procédés industriels des lits fluidisés liquide-solide, nécessite une amélioration des connaissances concernant les caractéristiques hydrodynamiques et une meilleure compréhension des phénomènes physiques ayant lieu dans ces systèmes.

L'objectif de ce travail était d'étudier l'influence de certains paramètres sur deux caractéristiques très importantes de la fluidisation du charbon actif par l'eau de robinet, à savoir, la vitesse minimale de fluidisation et la porosité globale du lit. Ces paramètres comptent la hauteur statique (au repos) de la couche fluidisée, la granulométrie du solide et la température opératoire. Les résultats obtenus ont été confrontés à ceux de la littérature.

Nous résumons dans ce qui suit les principaux résultats auxquels nous avons abouti :

- La vitesse minimale de fluidisation a été déterminée en exploitant le diagramme des pertes de charges (méthode de Richardson) et les courbes de variations de la porosité globale du lit. Les valeurs obtenues par les deux méthodes sont assez comparables, l'écart relatif entre les valeurs ne dépassant pas 15 %.
- En faisant varier la température de 25° C à 35° C, on ne constate pas de variation significative de la vitesse et de la porosité au minimum de fluidisation.
- Pour deux hauteurs statiques du lit fluidisé, la vitesse minimale de fluidisation et la porosité du lit au minimum de fluidisation ne varient pratiquement pas
- L'augmentation de la masse volumique du charbon actif se traduit par une augmentation de la vitesse minimale de fluidisation et de la porosité au minimum de fluidisation.
- La corrélation de K. Noda et al.(1986) est la plus conforme aux prédictions de La vitesse minimale de fluidisation.
- En ce qui concerne le taux de vide ou la porosité du lit fluidisé, la corrélation la plus conforme aux résultats expérimentaux de la présente étude est celle de Chuang et Huang (1988).

En guise de perspectives, un travail complémentaire pourrait enrichir cette étude, il s'agira par exemple, d'élargir la gamme des paramètres étudiés, pour pouvoir tirer des conclusions générales, les paramètres étant la température, la hauteur statique du lit et le diamètre moyen du charbon actif.

Il serait également intéressant d'étudier d'autres caractéristiques hydrodynamiques du lit tel que la vitesse d'entraînement des particules et la dispersion axiale de la phase liquide et / ou solide.

Références bibliographiques

A

Aiche Belkadi. L. 2009 “Modification des propriétés de la surface des poudres en lit fluidisé assisté par une poste de charge”. Thèse Doctorat ; Université Paul Sabatier Toulouse III.

Anglaret. K “fluidisation solide-gaz” Technologie Génie Chimique Tomes 1 et 3 Techniques de l'ingénieur.

Antonini, G. 2008 “Lits fluidisés: Caractéristiques générales et applications”. Techniques de l'ingénieur.

Ayral. C. 2009 “Elimination de polluants aromatiques par oxydation catalytique sur charbon actif “.thèse de Doctorat de l'université de Toulouse.

Azerradj. S. 1998 “Contribution à l'étude expérimentale de la fluidisation liquide – solide en milieu poly dispersé”, thèse de magistère, université A /Mira Bejaia.

B

Baglio. J. 2007 “Rapport de TP lit fluidisé”. Université Pierre et Marie Curie.

Bascoul. A, Delmas. H et Couderc.J .P.1987 “ Caractéristiques Hydrodynamiques de la Fluidisation Liquide-Solide: Influence du Distributeur “. E.N.S.I.G.C., Laboratoire de Génie Chimique, U.A. C.N.R.S.192.

Belkhelfa. Y. 2008 “ Etude du comportement dynamique et du transfert de matière et de chaleur entre des particules sphériques et un écoulement laminaire ou turbulent ”. Thèse de Doctorat, l'Institut National des Sciences Appliquées de Rouen.

Botton. R .2014 “ Classement et propriétés des poudres et des lits fluidisés”.

Boudrahem.N. 2011 “Analyse du comportement hydrodynamique global de particules fluidisées par un fluide non-Newtonien”. Thèse de magister Université A /Mira. Béjaia.

Bouguera. N. 2011 “Étude de quelques caractéristiques Hydrodynamiques globales de la fluidisation de particules sous l'effet de la variation de la viscosité du fluide “. Thèse de magister Université A /Mira. Béjaia.

Bounaceur. A. 2008 '' Interaction lit fluidisé de particules solides-rayonnement solaire concentré pour la mise au point d'un procédé de chauffage de gaz à plus de 1000 K ''. Thèse de Doctorat, L'école nationale supérieure des mines de paris.

C

Cadile. C, Topin. F, Tadrist. L ''Etude dynamique et thermique d'un lit fluidisé dense en Euler-Lagrange/DEM ''Laboratoire IUSTI, Université de Université.

Chaal. L, Zerari. D. 1996 '' L'expansion des lits fluidisés liquide-solide modèle type capillaire ''. Projet de fin d'études, université A /Mira. Bejaia.

Chyag.C et Huang .W. 1988 ''Characteristics of large particle fluidization». Journal of Chinese Institute of Chemical Engineering 19, 81-89,

Corona. A. A. 2008 '' Agitation des particules dans un lit fluidisé liquide. Etude expérimentale''. Thèse doctorat Institut National Polytechnique de Toulouse.

Coltters. R., Rivas. A.L. 2004 '' Minimum fluidization velocity correlations in particulate systems'', Powder Technology, 147, 34-38.

D

Delebarre. A.1993 ''Effet de la taille et de la densité des solides sur quelques variables hydrodynamiques fondamentales utilisé des en fluidisation '' Irsid, voie Romaine.

Do Troag.M .1999 '' Mise au point du fonctionnement d'un réacteur pilote à anode en lit fluidisé pour les traitements des effluents industriels par oxydation électrochimique''. Thèse de Maîtrise en études de l'environnement, Canada.

Dumon.R.1981 ''Les applications industrielles des lits fluidisés'', Edition Masson Paris.

F

Fersaoui. M, Zaouche M.T. 1988 ‘‘ Réalisation d’un banc d’essai de fluidisation pour étude hydrodynamique et échange thermique en lit fluidisé ‘‘ projet de fin d’études, université Bejaia.

G

Geldart.D.1986 ‘‘Gas Fluidization Technology’’, Université de Bradford.

Gibilaro. L. G. 2001 ‘‘Fluidization-Dynamics: the formulation and applications of predictive theory for the fluidized state’’, university of L’Aquila, Italy.

gupta.s.k., Agarwav.K, Singh.S.N, Seeshadri.V, Mills.D, Singh.J, Prakash.C. 2009 ‘‘Prediction of minimum fluidization velocity for fine tailings materials’’. Powder Technology 196 263–271.

J

Jimenez Munguia. M. T. 2007 ‘‘ Agglomération de particules par voie humide en lit fluidisé ‘‘. Thèse de Doctorat, Ecole Nationale Supérieure des Industries Agricoles et Alimentaires.

K

Kechroud.N. 2012’’ Caractérisation du comportement dynamique de la phase continue d’un lit fluidisé liquide-solide par anémométrie laser et analyse temps-fréquence’’. Thèse de Doctorat ; Université Ferhat Abbas .Sétif.

Koller. E. 2001 ‘‘Génie chimique’’. Dunod , Paris.

M

Massol. A.2004 ‘‘ Simulation numériques d’écoulement à travers des réseaux fixes de sphères monodisperses et bidisperses, pour des nombres de Reynolds modérés’’. Thèse de Doctorat, institut national polytechniques de Toulouse.

Moussaoui. A, Chabouu.A. 1993 ‘‘ Réalisation et mise au point d’un banc d’étude pour la fluidisation liquide-solide ‘‘. Projet de fin d’études, université A /Mira Bejaia.

Mourad. M, Hemati.M, Laguerie.C. 1994 ‘‘Hydrodynamique d’un séchoir à lit fluidisé à flottation: Détermination des vitesses caractéristiques de fluidisation de mélanges de maïs et de sable ‘‘ Powder Technology, 80 45-54.

Mouhoubi.S, Khaled.G. 2013 ‘‘Réalisation, mise au point et étude des caractéristiques hydrodynamiques d’un réacteur à lit fluidisé liquide-solide de section rectangulaire’’, Mémoire de fin de cycle(Master), université A /Mira Bejaia.

N

Noda.K, Uchida.S, Makino.T, Kamo.H. 1986 ‘‘ Minimum fluidization velocity of binary mixture of Particles with large size ration ‘‘Powder Technology, 46 149_ 154.

O

Ounnar. A, Kaidi. F, Benhabyles. L, Rihani. R. 2007 ‘‘ Production de l’hydrogène en utilisant la technique des lits fluidisés’’. Division Bioénergie et Environnement, Centre de Développement des Energies Renouvelables, Ghardaïa.

Oured. K. 2009 ‘‘Caractérisation de la ségrégation dans un lit fluidisé liquide-solide en milieu binaire’’ thèse d’ingénieure, Université A /Mira. Béjaia.

R

Randrianarivelo.T.N. 2005 ‘‘ Étude numérique des interactions hydrodynamiques fluides/solides: Application aux lits fluidisés’’. Thèse de doctorat. Université Bordeaux.

RICHARDSON.J.F. 1971’’Fluidization’’, Academic Press, London, (cité par J.F. Davidson et D. Harrison).

S

Sabiri. N. 1995 ‘‘ Etude de l’écoulement de fluides newtonien et non newtonien à travers les milieux poreux : lits fixes et lits fluidisés ‘‘, thèse Doctorat, université de Nantes.

Shi. Li . 2008’’ Analyse et commande d’un incinérateur de boues en vue de la maîtrise des émissions de NOx’’. Institut polytechnique de Grenoble.

T

Tannous.K, Hemati.M, Laguerie.C . 1994 ''Caractéristiques au minimum de fluidisation et expansion des couches fluidisées de particules de la catégorie D de geldart'' Powder Technology , 80 55-72.

Thonglimp.V, HiqtjilY.N, Laguerie.C . 1984 '' Vitesse Minimal de Fluidisation et Expansion des Couches de Mélanges de Particules Solides Fluidisé des par un Gaz'' Powder Technologie, 39 223 - 239.

V

Verwilghen.C. 2006 '' Fixation des métaux lourds par des phosphates de calcium dans le traitement des fumées d'Usines d'Incinération d'Ordures Ménagères''. Thèse de Doctorat, Université Paul Sabatier de Toulouse III.

W

Wen C. Y, Yu. Y. H. 1966 "A generalized method for predicting the minimum fluidization velocity'', American Institute of chemical engineers, 610-612.

Wen. Y. 2005, "Handbook of Fluidization and Fluid-Particle Systems", P 111-113.

Annexes

Annexe A

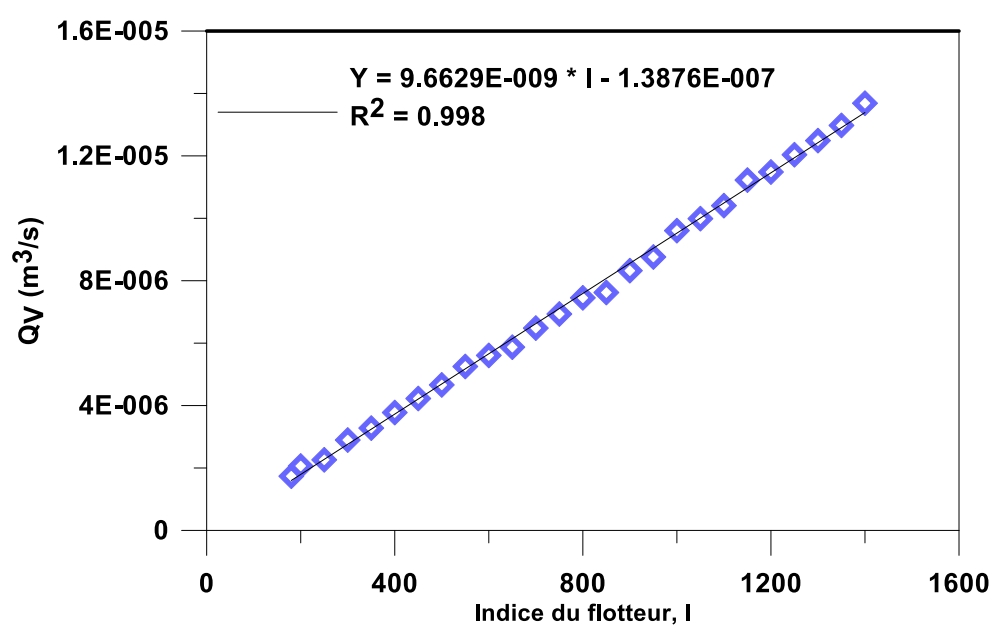
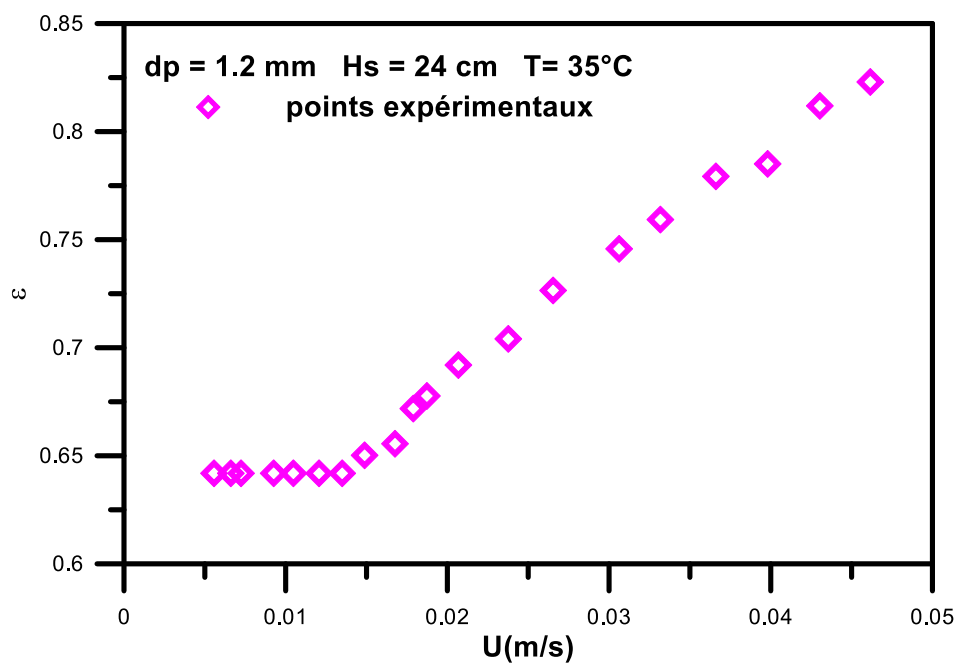
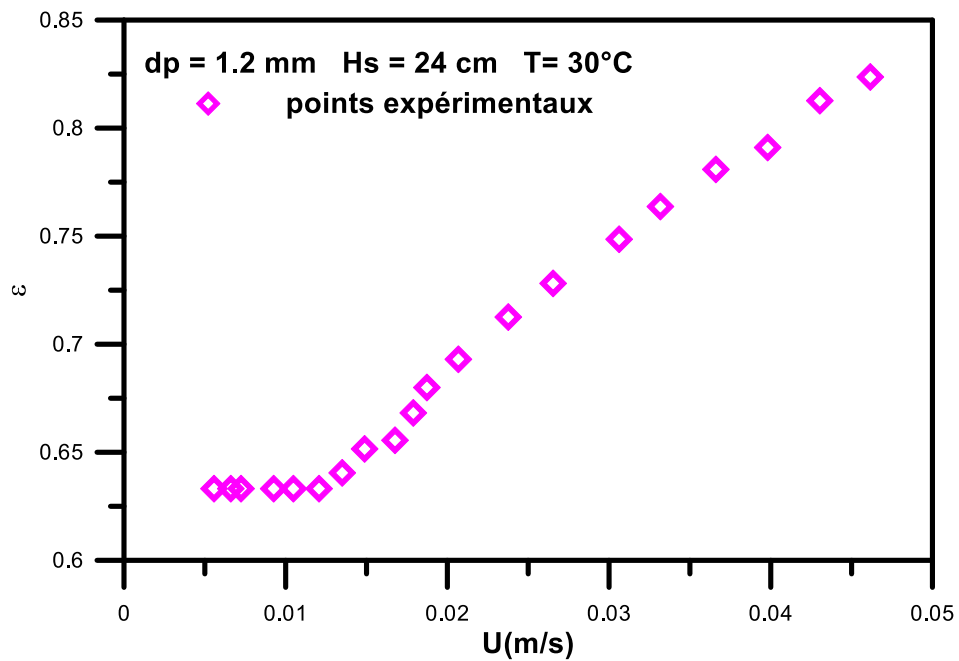
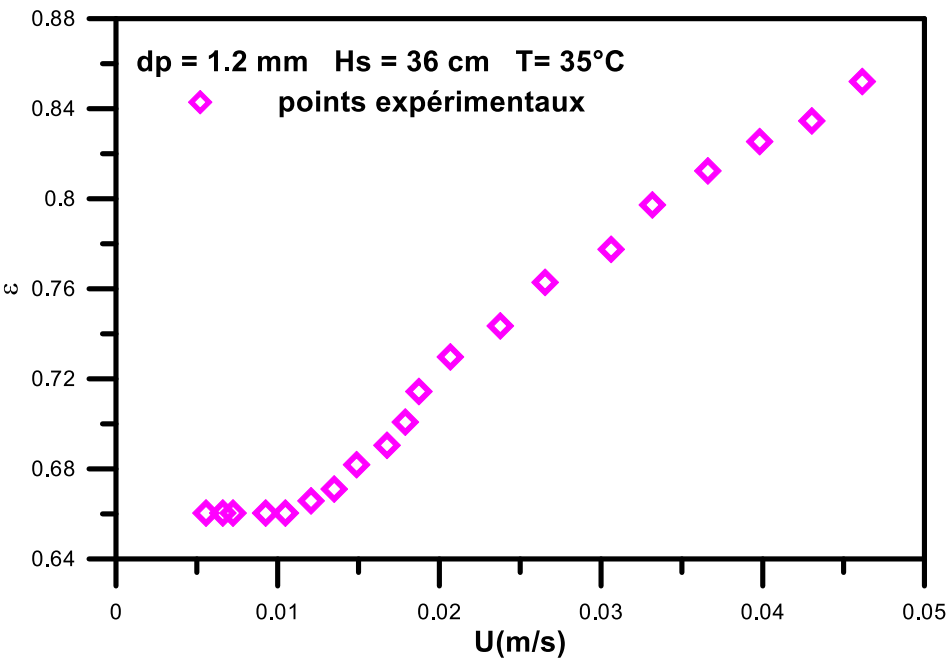
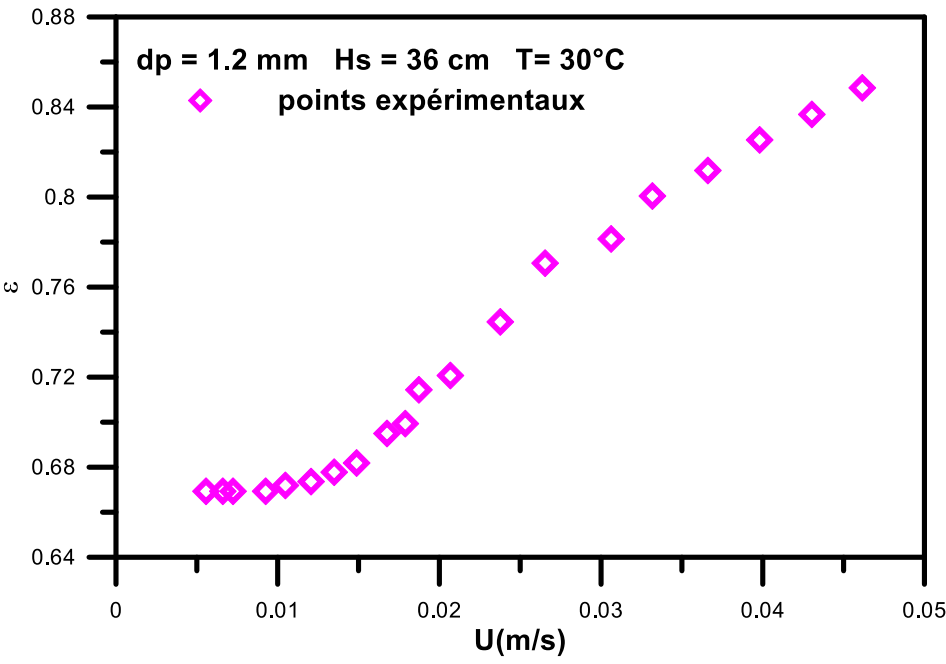


Figure I : Courbe d'étalonnage du débitmètre

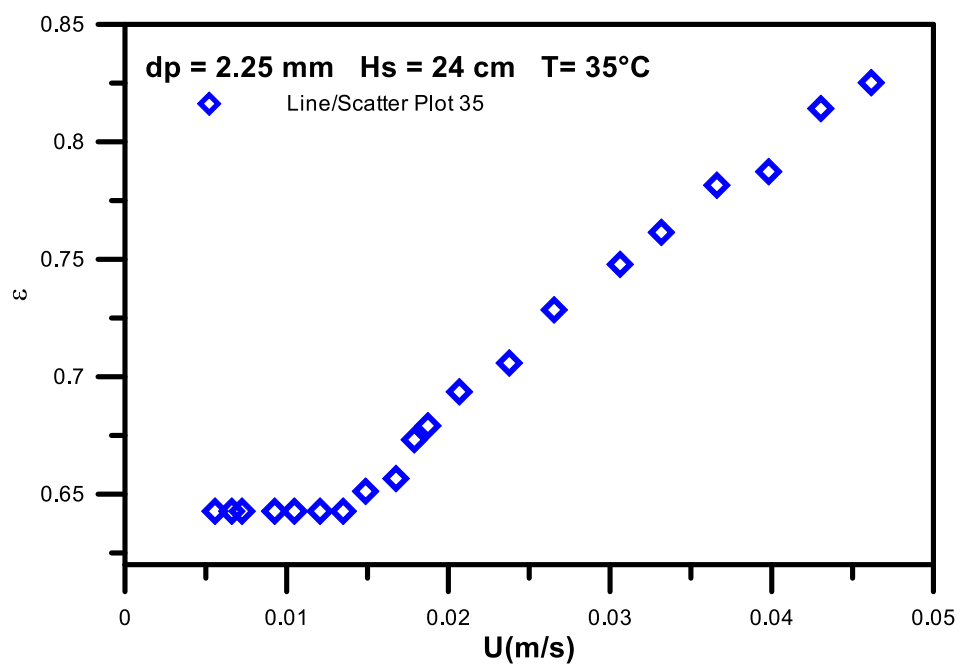
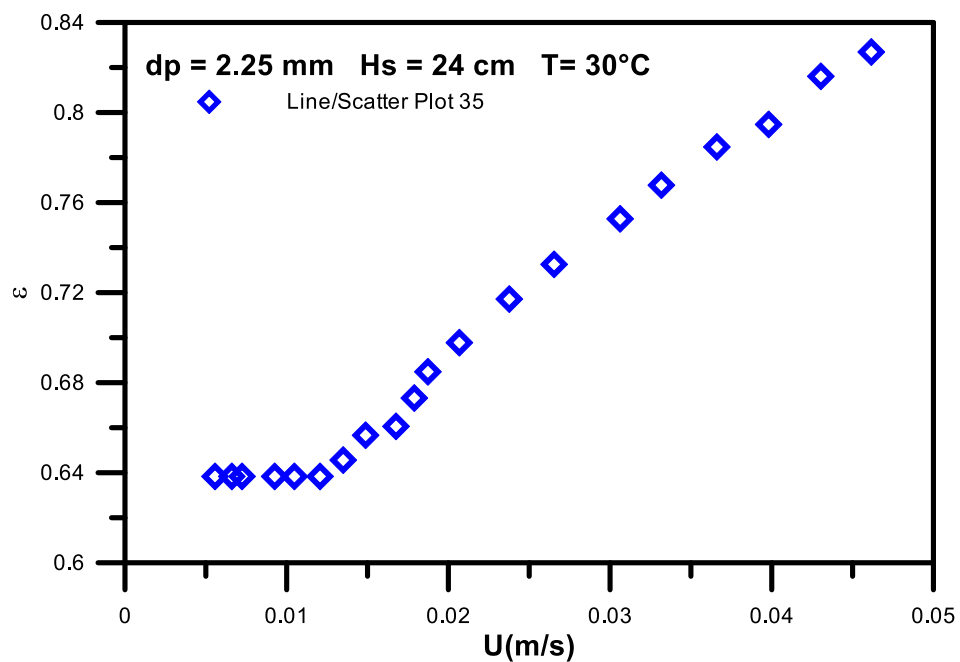
Annexe B

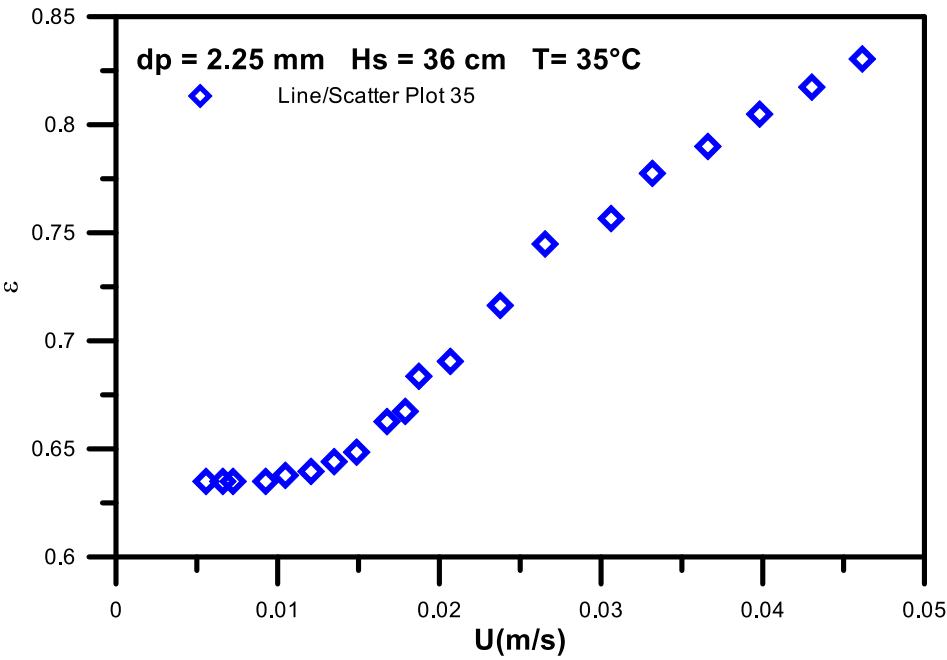
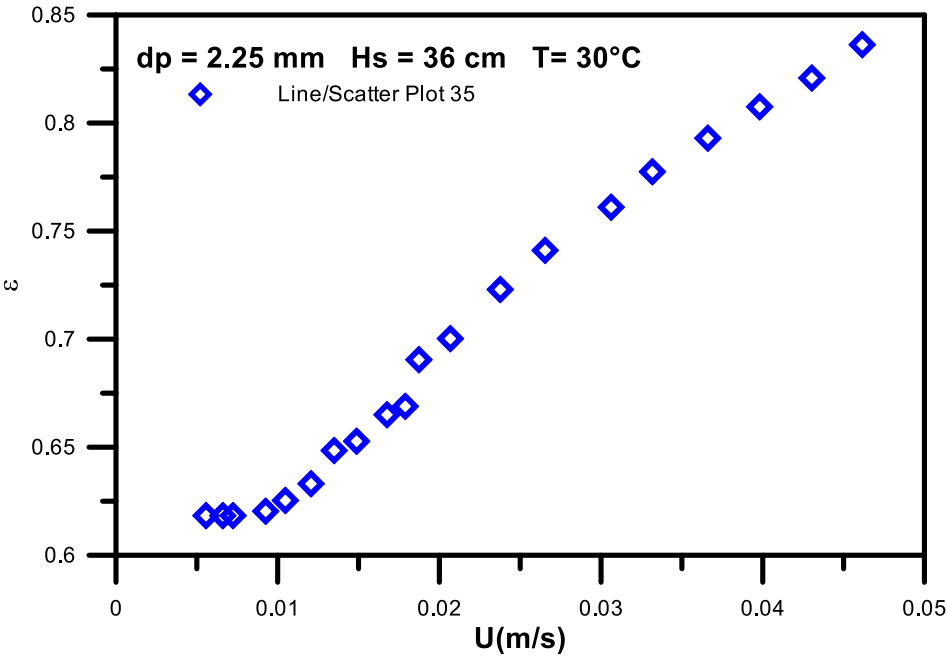
➤ Variation de la porosité globale (ou expansion) du lit fluidisé pour les particules de 1.2 mm de diamètre moyen





➤ Variation de la porosité globale (ou expansion) du lit fluidisé pour les particules de 2.25 mm de diamètre moyen





Annexe C

➤ Comparaison des résultats expérimentaux de la porosité minimale de fluidisation aux corrélations de la littérature ($d_p = 0.00225 \text{ m}$)

$d_p = 0.00225 \text{ m}$							
$H_s(\text{m})$		0.24			0.36		
$T(^{\circ}\text{C})$		25	30	35	25	30	35
(1)	Ar	47400	58900	72300	47400	58900	72300
	R_{emf}	65	78	93	52	56	74
	M_v	0.34	0.34	0.34	0.34	0.34	0.34
	ϵ_{mfexp}	0.69	0.74	0.75	0.7	0.7	0.72
(2)	ϵ_{mfcal}	0.59	0.6	0.61	0.55	0.54	0.57
	E (%)	14	19	19	21	23	21
(3)	ϵ_{mfcal}	0.45	0.45	0.46	0.42	0.43	0.43
	E (%)	35	39	39	40	0.39	40
(4)	ϵ_{mfcal}	0.24	0.24	0.26	0.22	0.21	0.23
	E (%)	65	67	65	68	70	68

(1) Présente étude

(2) Corrélation de Chyang et Huang (1988)

(3) Corrélation de Thonglimp et al.(1984)

(4) Corrélation de Tannous et al.(1994)

Annexe D

➤ **Comparaison des résultats expérimentaux de la porosité minimale de fluidisation aux corrélations de la littérature ($d_p = 0.0012 \text{ m}$)**

$d_p = 0.0012 \text{ m}$							
$H_s(\text{m})$		0.24			0.36		
$T(^{\circ}\text{C})$		25	30	35	25	30	35
(1)	Ar	10346	12847	15746	10346	12847	15746
	R_{emf}	44	47	62	45	39	55
	M_v	0.49	0.49	0.49	0.49	0.49	0.49
	ϵ_{mfexp}	0.75	0.76	0.78	0.76	0.77	0.78
(2)	ϵ_{mfcal}	0.68	0.66	0.7	0.68	0.63	0.67
	E (%)	9	13	10	10	18	14
(3)	ϵ_{mfcal}	0.55	0.53	0.55	0.55	0.5	0.54
	E (%)	17	30	29	27	35	31
(4)	ϵ_{mfcal}	0.3	0.29	0.35	0.3	0.27	0.29
	E (%)	60	62	55	60	65	63

(1) Présente étude

(2) Corrélation de Chyang et Huang (1988)

(3) Corrélation de Thonglimp et al.(1984)

(4) Corrélation de Tannous et al.(1994)

Résumé

Ce travail présente les résultats d'une étude expérimentale concernant le comportement hydrodynamique au minimum de fluidisation et l'expansion des couches fluidisées de particules de charbon actif appartenant à la catégorie B de la classification de Geldart.

L'influence des propriétés physiques du solide (granulométrie et densité du charbon actif) et celle de la hauteur statique du charbon actif sur la vitesse minimale de fluidisation, la porosité au minimum de fluidisation et enfin la variation globale de la porosité du lit fluidisé, ont été analysées avec de l'eau à différentes températures. Nous avons comparé nos résultats expérimentaux à ceux prédits par quelques corrélations choisies de la littérature. La corrélation de K. Noda et al. (1986) est la plus conforme aux prédictions de la vitesse minimale de fluidisation. En ce qui concerne le taux de vide ou la porosité du lit fluidisé, la corrélation la plus conforme aux résultats expérimentaux de la présente étude est celle de Chuang et Huang (1988).

Mots clés : fluidisation liquide-solide, charbon actif, vitesse minimale de fluidisation, porosité.

Abstract

In this work we have conducted an experimental study of the hydrodynamics of fluidization of water-activated coal which is achieved in a glass cylindrical column of $D=2$ cm inner diameter and $H=1$ m of height. So we studied the influence of the size and the density of the particles, the static height of the particles layer and the temperature on some fundamental parameters used in fluidization: minimum fluidization velocity and porosity for each parameter. Some correlations have been chosen to estimate the values of the liquid velocity and the porosity to the minimum of fluidization and to compare them to experimental values. The correlation of Noda and al. (1986) is the most suitable to predict the minimal velocity of fluidization. Chuang & Huang (1988) correlation's is the most suitable to predict the evolution of porosity.

Key words: Liquid-solid fluidization, activated coal, minimum fluidization velocity, porosity.