

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique



Université A. MIRA – BEJAIA

Faculté de Technologie

Département de Génie des Procédés



Mémoire de fin de cycle

En vue de l'obtention du diplôme de

MASTER

En Génie des procédés

Option: Génie chimique

Présenté par :

MOUHOUBI Seloua

KHALED Ghouzlane

Thème

Réalisation, mise au point et étude des caractéristiques hydrodynamiques d'un réacteur à lit fluidisé liquide-solide de section rectangulaire

Soutenu le 25 Juin 2013 devant le jury composé de:

M. BRAHIMI F.

M. TIGHZERT H.

M. KERKOUR A.

M. BRAHIMI M.

Mlle. KECHROUD N.

Présidente

Examineur

Examineur

Promoteur

Co-promotrice

REMERCIEMENTS

C'est avec plaisir qu'on profite de cette occasion pour remercier ceux et celles qui nous ont accompagnés et contribués à leur manière de près ou de loin à l'accomplissement de ce travail.

Nos remerciements les plus vifs vont à notre professeur monsieur BRAHIMI, qui nous a offert l'opportunité de réaliser ce travail sous sa supervision. Nous n'oublierons jamais la gentillesse et le dévouement dont vous avez fait part.

Nous remercions également madame KECHROUDE pour son aide et soutien, nous ne saurons vous remercier assez pour votre contribution à la concrétisation de ce projet.

Nous adressons également nos remerciements à monsieur TIGHZERT pour son entière disposition, aide et ses conseils tout au long de notre projet.

On tient à remercier aussi les membres du jury, d'avoir accepté de juger notre travail.

DEDICACE

Je dédie ce travail à mes chers parents

Ainsi qu'à mes frères et sœurs, mes adorables neveux et nièces

Et toute la famille MOUHOUBI

Mes chers amis (es), en particulier Abdeslam pour son aide si précieuse.

MOUHOUBI Seloua

Dédicace

Je dédie ce modeste travail :



A mes très chers parents qui sont la raison de mon existence et qui n'ont

➤ *ménagé aucun effort sur tous les plans pour mener à bien ce travail.*

➤ *A notre collègue AKROUCHE Abdeslam pour son assistance permanente.*

➤ *A toute ma famille frères et sœurs sans oublier Fatiha, Waffa et Samir.*

*Je n'oublie pas naturellement tous mes amis et l'ensemble des étudiants de
la promo 2012-2013.*

KHALED Ghouzlène

Sommaire

Introduction générale.....	2
----------------------------	---

Chapitre I: Etude bibliographique

I.1. Introduction.....	5
I.2. Historique et applications industrielles	5
I.3. Phénomène de fluidisation	6
I.3.1. Définition de la fluidisation et lit fluidisé	6
I.3.2. Description et interprétation du phénomène de fluidisation	6
I.4. Avantages et inconvénients.....	7
I.5. Régimes de fluidisations	8
I.5.1. Fluidisation particulaire	8
I.5.2. Fluidisation agrégative	9
I.5.3. Passages préférentiels	9
I.6. Propriétés des particules.....	9
I.7. Etude hydrodynamique d'un lit fluidisé monodispersé.....	11
I.7.1. Diagramme de perte de charge.....	11
I.7.2. Vitesse minimale de fluidisation.....	12
I.7.3. La vitesse terminale de la fluidisation.....	14
I.7.4. Porosité et expansion du lit	15
I.8. Conclusion	16

Chapitre II: Réalisation et mise au point du dispositif expérimental

II.1. Introduction.....	18
II.2. Présentation générale de l'installation	18
II.3. Description des différents composants de l'installation	21
II.3.1. Colonne de fluidisation.....	21
II.3.2. Système d'entrée et distributeur	21
II.3.3. Le réservoir et circuit d'alimentation.....	21
II.4. Techniques de mesure.....	22
II.4.1. Mesure de la pression	22
II.4.2. Mesure du débit	22
II.4.3. Mesure de la température.....	23
II.5. Techniques d'assemblage et d'étanchéité.....	23
II.6. Propriétés du fluide et des particules fluidisées.....	23
II.7. Procédure expérimentale	24

II.8. Problèmes pratiques de la fluidisation	24
--	----

Chapitre III: Résultats et discussions

III.1. Introduction	27
---------------------------	----

III.2. Comportement qualitatif de la dynamique du lit bidimensionnel	27
--	----

III.3. Etude expérimentale des caractéristiques hydrodynamiques du lit	30
--	----

III.3.1. Pertes de charge à travers le lit	30
--	----

III.3.2. Vitesses minimales de fluidisation	32
---	----

III.3.3. Expansion et porosité du lit	36
---	----

III.3.4. Influence de la variation de la hauteur statique	42
---	----

IV. Conclusion générale et perspectives	45
---	----

Références bibliographiques

Annexes

Résumé

LISTE DES FIGURES

Chapitre I :

Figure I.1: (a) Evolution de la perte de charge totale d'un lit de particules en fonction de la vitesse de fluidisation et (b) Evolution du lit fluidisé.

Figure I.2: Classification de Geldart

Figure.I.3: Spectre de fluidisation et diagramme de pertes de charge

Chapitre II :

Figure II.1: Schéma général de l'installation

Figure II.2: Installation de fluidisation

Figure II.3: schéma générale d'un débitmètre à flotteur

Chapitre III :

Figure III.1: Phénomènes observées au sein du lit fluidisé

Figure III.2: Repartition du traceur au sein du lit fluidisé

Figure III.3: Diagramme de Molerus

Figure III.4: Evolution des pertes de charges en fonction de la vitesse d'écoulement

Figure III.5: Influence du diamètre des particules sur les pertes de charge (lit fixe)

Figure III.6: Variation des pertes de charges en fonction de la vitesse d'écoulement ($d_p=2\text{mm}$)

Figure III.7: Variation des pertes de charges en fonction de la vitesse d'écoulement ($d_p=4\text{mm}$)

Figure III.8: Variation des pertes de charges en fonction de la vitesse d'écoulement ($d_p=8\text{mm}$)

Figure III.9: Influence de la variation du diamètre des particules sur U_{mf}

Figure III.10: Comparaison des vitesses minimales en fonction de la taille des particules aux corrélations empiriques

Figure III.11: Variation de la porosité du lit en fonction de la vitesse d'écoulement ($d_p=2\text{mm}$)

Figure III.12: Variation de la porosité du lit en fonction de la vitesse d'écoulement ($d_p=4\text{mm}$)

Figure III.13: Variation de la porosité du lit en fonction de la vitesse d'écoulement ($d_p=8\text{mm}$)

Figure III.14: Influence de la variation du diamètre des particules sur la porosité

Figure III.15: Comparaison des résultats expérimentaux et calculés par les corrélations (dp=2mm)

Figure III.16: Comparaison des résultats expérimentaux et calculés par les corrélations (dp=4mm)

Figure III.17: Comparaison des résultats expérimentaux et calculés par les corrélations (dp=8mm)

Figure III.18: Influence de la variation de la hauteur statique sur les pertes de charges

Figure III.19: Influence de la variation de la hauteur statique sur la porosité

LISTE DES TABLEAUX

Chapitre I :

Tableau I.1: Valeur des constantes pour la prévision de la vitesse minimale de fluidisation

Tableau I.2: Corrélation de littérature pour la prédiction de l'expansion des couches fluidisées au minimum de fluidisation

Chapitre II :

Tableau II.1: Domaine d'investigation expérimental

Tableau II.2: Propriétés physique du liquide à 20°C

Tableau II.3: Propriétés physiques des particules solides

Chapitre III :

Tableau III.2: Résultats de la comparaison de $Um_{f_{exp}}$ avec les corrélations de la littérature

Tableau III.3: Résultats de la comparaison de $\mathcal{E}m_{f_{exp}}$ avec les corrélations de la littérature

Tableau III.4: Ecart relatifs absolus entre les résultats expérimentaux et calculés par les corrélations

NOTATIONS ET SYMBOLES

Nombres adimensionnels

Ar	Nombre d'Archimède ($\frac{d_p^3(\rho_p - \rho_f)\rho_f g}{\mu_f^2}$)
Re_p	Nombre de Reynolds particulaire ($\frac{\rho_f d_p U_f}{\mu_f}$)
$Re_{p,mf}$	Nombre de Reynolds particulaire au minimum de fluidisation ($\frac{\rho_f d_p U_{mf}}{\mu_f}$)
Re_t	Reynolds particulaire de chute ($\frac{\rho_f d_p U_t}{\mu_f}$)
Fr	Nombre de Froude ($\frac{U^2}{g d_p}$)
Mv	Nombre de masse volumique ($\frac{\rho_p - \rho_f}{\rho_f}$)

Lettres latines

g	Accélération due à la pesanteur (m/s^2)
U_f	vitesse de fluidisation (m/s)
U_{mf}	Vitesse minimale de fluidisation (m/s)
U_t	Vitesse terminale de chute (m/s)
U_{mb}	Vitesse minimale de bullage (m/s)
H	Hauteur du lit (m)
H_{mf}	Hauteur du lit au minimum de fluidisation (m)
dp	Diamètre des particules (m)
d_{peq}	Diamètre moyen équivalent des particules (m)
m_p	Masse des particules (Kg)
W	Poids apparent des particules ($Kg m S^{-2}$)
C_D	Coefficient de traînée
A	Section de l'enceinte (m^2)
$S_{sphère}$	Surface de la sphère de même volume que la particule (m^2)
$S_{particule}$	Surface de la particule (m^2)
n	Coefficient de Richardson et Zaki

Lettres grecques

ρ_p	Masse volumique des particules (Kg/m ³)
ρ_f	Masse volumique du fluide (Kg/m ³)
ρ_g	Masse volumique du gaz (Kg/m ³)
μ_f	Viscosité du fluide (Pa.s)
ϕ_s	Facteur de forme
ε	Porosité du lit
ε_{mf}	Porosité du lit au minimum de la fluidisation
ε_b	Porosité limite de bullage
ΔP	Perte de pression (Pa)
ΔP_{mf}	Perte de pression au minimum de fluidisation (Pa)

Introduction générale

Introduction générale

La fluidisation liquide-solide est une technique très utilisée pour le traitement des particules, son utilisation recouvre une variété étendue d'opérations de transferts thermique et massique. Si les publications relatives à la fluidisation par un gaz sont nombreuses, il n'en est pas de même pour la fluidisation par un liquide. Cependant, l'utilisation des lits fluidisés liquides offre la possibilité d'atteindre des performances élevées, comme dans la cristallisation, la réaction catalytique, ou encore le lavage ou la lixiviation de particules. De même, la classification de minéraux par la taille constitue une autre application de la fluidisation liquide. Les procédés de traitement des eaux usées mettent également en jeu les lits fluidisés liquides, notamment pour favoriser la croissance des biofilms. Cette technique connaît actuellement un regain d'intérêt dans les industries de transformation de la matière, de la production d'énergie et de l'environnement [1-5].

La compréhension de la physique des écoulements multiphasiques constitue un enjeu important pour les groupes industriels mais également pour la communauté scientifique. La fluidisation liquide constitue par ailleurs un cas d'écoulement intéressant, 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, il ne peut cependant être considéré comme un cas de fluidisation homogène [1].

En résumé, l'objectif principal de notre travail consiste à concevoir et à étudier un réacteur à lit fluidisé liquide-solide à section rectangulaire, nous avons choisi d'approfondir notre étude sur l'influence de la variation : du diamètre des billes sphériques monodispersées et de la hauteur statique de la couche sur la vitesse minimale de fluidisation ainsi que sur l'expansion du lit fluidisé.

Notre manuscrit est réparti en trois chapitres. Le premier est consacré à l'étude bibliographique. Cette partie comporte des connaissances générales sur le phénomène de fluidisation : historique, application, définition, classification des particules solides, ainsi que le comportement hydrodynamique de la couche fluidisée.

Les moyens expérimentaux mis en œuvre pour la réalisation de notre travail sont ensuite présentés dans un deuxième chapitre. Le dispositif expérimental utilisé lors de cette étude y est décrit, de la réalisation à la mise au point ainsi que les outils de mesure qui lui sont associés. Nous détaillerons également les modes opératoires suivis.

Introduction générale

Dans le troisième chapitre, nous nous intéresserons de plus près à l'interprétation et l'exploitation des résultats expérimentaux obtenus au cours de ce travail, nous allons également comparer les données expérimentales, acquises par notre technique de mesure aux corrélations empiriques de la littérature.

Enfin, nous terminerons ce manuscrit par une conclusion qui résume l'ensemble des informations auxquels nous avons aboutis.

Chapitre I:

Etude bibliographique

I.1. Introduction

La fluidisation permet de réaliser un contact intime entre une phase dispersée se présentant sous forme de grains et une phase fluide, elle apparait entre les débits limites correspondant à la fin du lit fixe et au début d'entraînement des particules [6].

Devant la complexité des mécanismes physiques mis en jeu, de nombreux travaux ont été effectués pour mieux comprendre les phénomènes qui se produisent, d'où on s'est inspiré afin de mener une bonne analyse bibliographique simple et illustrative.

Nous présenterons dans ce chapitre, en premier lieu, des généralités sur la fluidisation afin d'introduire le lecteur à la problématique des lits fluidisés et de le familiariser avec les termes propres au procédé. Ensuite, Nous nous intéresserons à la complexité du comportement hydrodynamique des lits fluidisés.

I.2. Historique et applications industrielles

Les premières applications de la technique des lit fluidisés remonte au moyen âge, dès le XV^e siècle les lits fluidisés ont été utilisés pour la purification des minerais; il s'agissait de mettre en suspension de petit grains de minerai dans une cuve d'eau fortement agitée, cette opération rendait possible la séparation de la gangue du minerai métallique plus lourd, cependant cette technique était purement artisanale et parfaitement discontinue [7].

Au XIX^e siècle, la fluidisation a trouvé d'autres usages tels que la purification des eaux résiduaires qui consistait à faire passer l'eau usée à travers une couche de sable, une fois le filtre saturé d'impuretés la couche filtrante est alors rendue à nouveau perméable par inversion de l'écoulement: la couche de sable dilatée et agitée forme un lit fluidisé et les impuretés sont entraînées [7].

En 1910, le premier brevet sur la fluidisation a été déposé par PHILIPS et BULTEEL; il s'agit d'un réacteur à lit fluidisé avec circulation continue de solide, c'est l'ancêtre des craquages catalytiques en lit fluidisé. C'est grâce à WINCLER que la première application industrielle de la fluidisation a vu le jour en 1922 dans la gazéification du charbon mais le rendement de cette méthode était faible. Ensuite dans les années quarante le craquage d'hydrocarbures en phase gazeuse aux Etats Unis a marqué le grand démarrage industriel des lits fluidisés. Depuis, le champ d'application des lits fluidisés s'est élargi [6].

Actuellement, les lits fluidisés sont également appliqués dans la protection de l'environnement. A cet effet, ils sont utilisés dans les usines d'incinérations d'ordures ménagères et de traitement des eaux usées [2,8]. Ils interviennent également en industrie pharmaceutique dans la mise en forme de principes actifs [9].

La technique de fluidisation s'impose dans un nombre croissant de domaines : pétrole et pétrochimie, chimie organique et chimie minérale, agroalimentaire, métallurgie, matériaux de construction et bien d'autres domaines.

I.3. Phénomène de fluidisation

I.3.1. Définition de la fluidisation et lit fluidisé

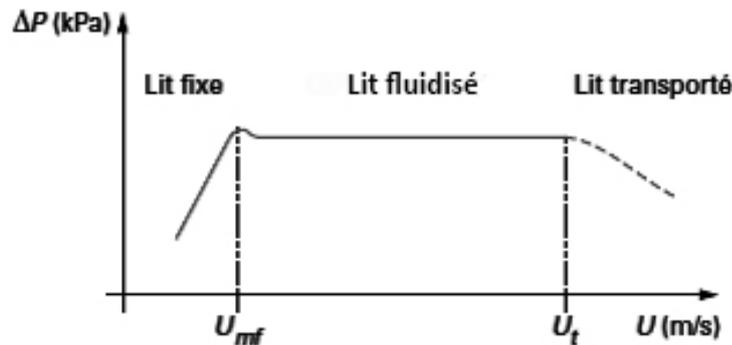
La fluidisation est un phénomène où les particules solides sont menées dans un contact intime avec un fluide (gaz ou liquide) ascendant, de telle manière que le système acquiert les propriétés d'un fluide [10, 11] en d'autres termes c'est une technique qui consiste à mettre en circulation un fluide à travers une couche de particules solides, avec une vitesse suffisante pour mettre en suspension chaque grain [12]. Cela afin d'améliorer le contact fluide/solides et favoriser la cinétique des réactions chimiques et des transferts thermique et massique, cette caractéristique est à l'origine du succès des lits fluidisés auprès de nombreuses industries. On peut distinguer selon la nature du fluide : les lits fluidisés gaz-solide, les lits fluidisés liquide-solide, les lits fluidisés gaz-liquide-solide [19].

Dans le cas des lits fluidisés liquide-solide la fluidisation commence régulièrement et l'expansion se déroule progressivement, l'instabilité dans l'écoulement est minimale et l'hétérogénéité n'est pas observée. Cependant toute étude du comportement hydrodynamique serait toujours intéressante pour une meilleure connaissance du milieu [10].

I.3.2. Description et interprétation du phénomène de fluidisation

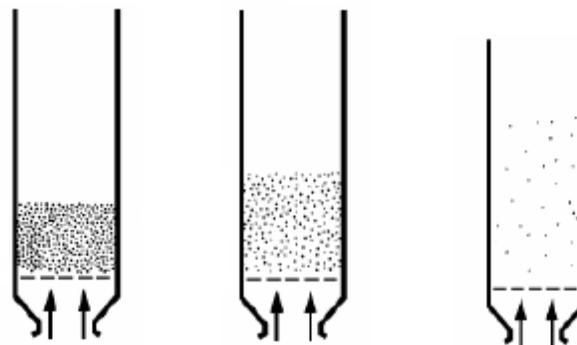
Lorsqu'un courant fluide passe à travers une couche de particules solides en lit fixe (Figure I.1), il se produit une perte de charge due aux frottements et interactions du fluide sur la surface des particules, aux frottements du fluide sur lui-même et sur les parois de l'enceinte, causés par les changements de direction imposés par les particules, ces interactions ne sont pas suffisantes pour équilibrer le poids des particules. A faible vitesse du courant le lit reste fixe, on a une simple percolation. Lorsque la vitesse augmente, les forces de traînée augmentent également et deviennent suffisantes pour équilibrer le poids des particules qui ont

tendance à être entraînées, le gradient de pression en résultant tend à compenser exactement le poids apparent de la suspension, la vitesse minimale de fluidisation U_{mf} est atteinte et les particules solides s'éloignent légèrement les unes des autres et se mettent en suspension. Elles forment alors une sorte de couche mobile non jointive et se comportent globalement comme un fluide, d'où l'expression de lit fluidisé [13-17].



(a)

Lit fixe lit fluidisé lit transporté



Liquide ou gaz
(faibles vitesses)

Liquide ou gaz

Liquide ou gaz
(grandes vitesses)

(b)

Figure I.1 : (a) Evolution de la perte de charge totale d'un lit de particules en fonction de la vitesse de fluidisation. (b) Evolution du lit fluidisé [18].

I.4. Avantages et inconvénients

Le choix d'un réacteur à lit fluidisé dépendra d'un certain nombre de considérations qualitatives que l'on pourrait classer en avantages et inconvénients [18, 19, 20].

- **Principaux avantages**

- Le lit fluidisé peut fonctionner en mode continu ou discontinu, étant donné la facilité de prélèvement et d'ajout de particules solides pendant son fonctionnement.
- Le coefficient de transfert de chaleur entre la suspension et les tubes échangeurs est très élevé et permet de chauffer ou de refroidir le matériel de façon efficace.
- Large gamme de tailles d'appareils.
- La vidange et le nettoyage des lits fluidisés se font très facilement, comme pour un réservoir d'eau.
- La possibilité de bénéficier d'un excellent mélange de solides, et de ce fait, d'avoir une bonne isothermie radiale et axiale et un bon contrôle de la température.

- **Principaux inconvénients**

- Le produit doit être fluidisable, c'est-à-dire pulvérulent et peu humide.
- Pour certaines particules, le frottement entre elles cause une diminution progressive de leurs tailles et une formation de fines particules susceptibles de s'envoler facilement. Il y a là une perte onéreuse.
- La grille de fluidisation peut être source d'encrassement.
- A haute température les particules peuvent s'agglomérer, conduire à des débuts de fusion où des liquides se forment, des frittages, de ce fait la fluidisation ne peut être réalisée.

I.5. Régimes de fluidisation

I.5.1. Fluidisation particulaire

Dans ce cas le lit présente une densité moyenne de particules à peu près constante d'un point à l'autre, il est caractérisé par l'uniformité de la porosité. A l'échelle macroscopique, on peut considérer le lit comme étant homogène (il n'existe pas de zones sans solides, et pas de bulles) [20]. Cependant les observations de plusieurs auteurs montrent que la fluidisation solide-liquide n'est pas toujours homogène, où une distribution de façon uniforme n'est pas toujours réalisée. Le comportement inhomogène de la fluidisation liquide dépend des caractéristiques particulières des systèmes (voir annexe I) [6].

I.5.2. Fluidisation agrégative

Le lit fluidisé 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). C'est la situation la plus fréquemment rencontrée en fluidisation gaz-solide et dans le cas des lits bouillonnants [20]. Dans certains cas de fluidisation par un liquide lorsque le diamètre des particules ou la différence de masse volumique entre le solide et le liquide sont très grande la fluidisation sera de type agrégative [19]. En régime hétérogène il y a apparition de bulles et on dit que le lit est bouillonnant, ces bulles sont formées par le passage du gaz à travers les particules solides, leur diamètre croît rapidement du distributeur à la surface du lit [21], on observe dans ce cas un mauvais contact des deux phases ainsi ce type de fonctionnement peut endommager l'appareil.

I.5.3. Passages préférentiels

Lors de l'écoulement du fluide, peuvent apparaître des fentes par lesquelles le fluide passe d'une façon privilégiée, ainsi que des mouvements organisés du solide en forme de boucles, ce phénomène appelé passage préférentiel ou Channeling peut se produire aussi bien en fluidisation agrégative que particulaire.

Handley et al [22] ont constaté que ces passages préférentiels sont provoqués par une mauvaise distribution du liquide à la base de la couche fluidisée, un mouvement ascendant des particules solides 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.

I.6. Propriétés des particules

Avant de démarrer une opération en lit fluidisé, il est nécessaire de vérifier si les poudres sont aptes à être correctement fluidisées.

Geldart a pu classer les solides en poudre en quatre catégories selon leur aptitude à la fluidisation. Les paramètres pour ce classement sont: la masse volumique apparente des grains ($\Delta\rho = \rho_p - \rho_f$) et le diamètre moyen équivalent d_{peq} .

Les quatre classes mises en évidence par Geldart [11, 23, 24, 25] sont :

- **La classe A:**

Concerne les poudres fines et légères ($20 < d_p < 150 \mu\text{m}$ et $\rho_p < 1500 \text{ kg/m}^3$) pour lesquelles la vitesse minimale de bullage est toujours supérieure à la vitesse au minimum de fluidisation. Entre U_{mf} et U_{mb} , la fluidisation est de type particulaire avec une forte expansion par rapport à l'état fixe. Au-delà de U_{mb} , de petites bulles apparaissent. La fluidisation de ces particules est aisée.

- **La classe B:**

Regroupe les poudres sableuses ($80 < d_p < 800 \mu\text{m}$ et $1500 < \rho_p < 4000 \text{ kg/m}^3$). La fluidisation de cette catégorie de particules est facile et de type agrégative avec désaération très rapide. Comme exemple de poudre nous pouvons citer le sable.

- **La classe C:**

Rassemble les poudres très fines et très cohésives ($d_p < 30 \mu\text{m}$), dont les meilleurs exemples sont la farine ou le talc. Ces poudres sont difficiles à fluidiser du fait de l'existence d'importantes forces interparticulaires, particulièrement de type Van der Waals. Des phénomènes de renardage, de pistonnage voire d'agglomération de la poudre se produisent également dans ces lits.

- **La classe D:**

Concerne les poudres denses et de fort diamètre ($d_p > 800 \mu\text{m}$). Leur mise en fluidisation se fait en général dans des lits à jet, c'est-à-dire des lits fluidisés sans grille distributrice.

La frontière entre les groupes A et C n'est pas bien définie, elle dépend notamment de l'humidité du gaz, de la résistivité et de la permittivité relative des particules.

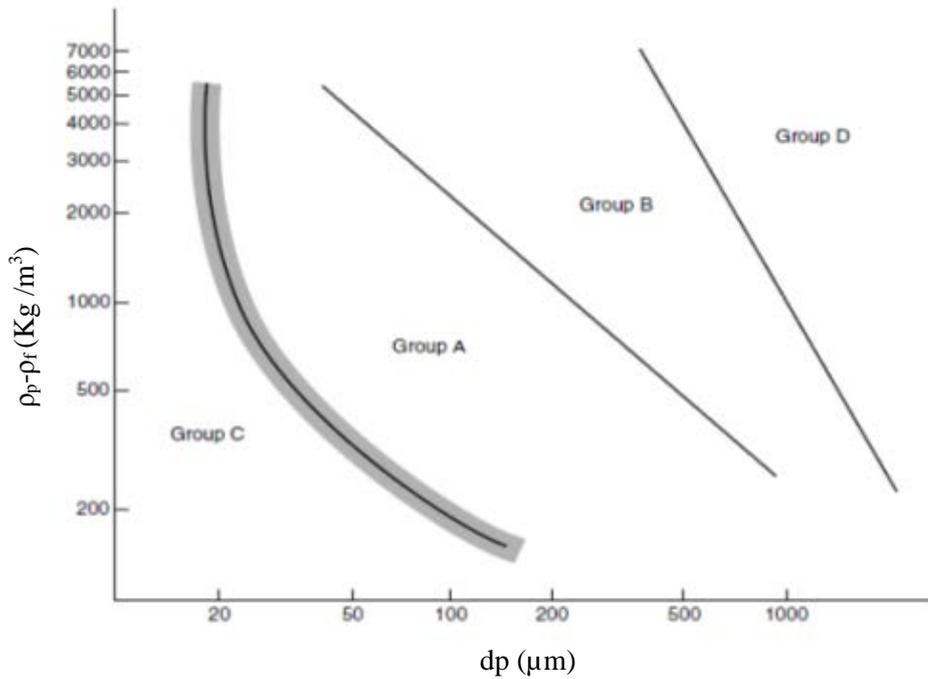


Figure I.2: Classification de Geldart [24]

I.7. Etude hydrodynamique d'un lit fluidisé monodispersé

I.7.1. Diagramme de perte de charge

Lors du passage du fluide à travers une couche de particules, il subit une perte de son énergie (perte de charge) causée essentiellement par la résistance à l'écoulement. La courbe d'évolution de ces pertes de charge en fonction de la vitesse d'écoulement du fluide est appelée diagramme de pertes de charge qui est présentée sur la figure suivante:

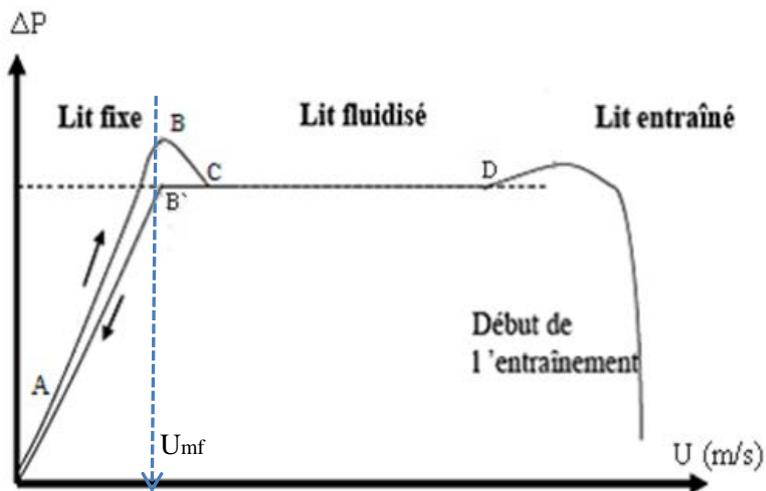


Figure.I.3: Spectre de fluidisation et diagramme de pertes de charge [21, 26]

- La portion AB correspond à la couche fixe, la perte de charge augmente avec l'augmentation de la vitesse.
- Au point B, la perte de charge est maximale et supérieure à W/A (poids apparent des particules). Le supplément est nécessaire pour la libération des particules en interaction.
- Une fois les particules libres, ΔP chute jusqu'au point C.
- La portion CD correspond à la couche fluidisée, $\Delta P = \text{cst} = W/A$; l'augmentation de la vitesse engendre une expansion du lit.
- Au-delà du point D, le phénomène d'entraînement est observé ce qui est traduit par la chute de (ΔP).
- Le point B' correspond au seuil minimal de la fluidisation.

Chemin 1: à débit croissant

Chemin 2: à débit décroissant

I.7.2. Vitesse minimale de fluidisation

La vitesse minimale de fluidisation est un paramètre essentiel pour caractériser le phénomène de fluidisation, elle est généralement déterminée expérimentalement à partir de la courbe de variation de la chute de pression subie par le fluide à travers la couche de particules en fonction de sa vitesse superficielle. Lorsque le lit est fixe, la perte de charge augmente avec la vitesse du fluide jusqu'à ce qu'elle atteigne une vitesse appelée: vitesse minimale de fluidisation.

De nombreuses corrélations ont été proposées dans la littérature. Elles permettent d'estimer la vitesse minimale de fluidisation U_{mf} selon les conditions opératoires, la corrélation semi-empirique d'Ergun constitue la base de toutes les autres corrélations proposées par la suite. Cette corrélation permet de calculer la perte de charge subie par un fluide à travers un lit fixe de particules identiques. La vitesse minimale de fluidisation est alors définie comme celle à partir de laquelle cette perte de charge est égale au poids du lit par unité de section droite de la colonne [27]. Elle est basée sur des données expérimentales couvrant des gammes de taille et de forme très larges. En appliquant cette corrélation aux conditions minimales de fluidisation, nous obtenons [28] :

$$\frac{\Delta P_{mf}}{H_{mf}} = 150 \frac{(1-\varepsilon_{mf})^2}{\varepsilon_{mf}^3} \frac{\mu_f U_{mf}}{\phi_s^2 d_p^2} + 1,75 \frac{(1-\varepsilon_{mf})}{\varepsilon_{mf}^3} \frac{\rho_f U_{mf}^2}{\phi_s d_p} \quad (1)$$

H_{mf} (m) est la hauteur d'un lit fixe de particules.

d_p (m) est le diamètre des particules.

μ_f (Pa.s) est la viscosité du fluide.

ε_{mf} est la porosité du lit au minimum de la fluidisation.

ρ_f (kg/m³) est la masse volumique du fluide.

ϕ_s facteur de sphéricité, elle est définie par :

$$\phi_s = \left(\frac{S_{sphère}}{S_{particule}} \right) \text{ de même volume}$$

Le premier terme, en U_{mf} , prédomine pour les écoulements laminaires ($Re_{mf} < 10$). Le deuxième terme prédomine en écoulements turbulents ($Re_{mf} > 200$).

Pour des poudres bien fluidisables, le phénomène de fluidisation se traduit par une égalité des forces de pesanteur et des forces de trainées. L'expression de la relation fondamentale de mise en fluidisation est de la forme suivante [29] :

$$\frac{\Delta P_{mf}}{H_{mf}} = (1 - \varepsilon_{mf})(\rho_p - \rho_f)g \quad (2)$$

ρ_p (kg/m³) est la masse volumique des particules.

Et g (m/s²) est l'accélération due à la pesanteur.

La combinaison des équations précédentes qui traduit l'équilibre entre force de frottement et force de pesanteur permet d'estimer la vitesse superficielle minimale de mise en fluidisation U_{mf} :

$$\frac{\Delta P_{mf}}{H_{mf}} = 150 \frac{(1-\varepsilon_{mf})^2}{\varepsilon_{mf}^3} \frac{\mu_f U_{mf}}{\phi_s^2 d_p^2} + 1,75 \frac{(1-\varepsilon_{mf})}{\varepsilon_{mf}^3} \frac{\rho_f U_{mf}^2}{\phi_s d_p} = (1 - \varepsilon_{mf})(\rho_p - \rho_f) \quad (3)$$

$$150 \frac{(1-\varepsilon_{mf})}{\phi_s^2 \varepsilon_{mf}^3} \frac{\rho_f d_p U_{mf}}{\mu_f} + \frac{1,75}{\phi_s \varepsilon_{mf}^3} \left(\frac{\rho_f d_p U_{mf}}{\mu_f} \right)^2 = \frac{d_p^3 (\rho_p - \rho_f) \rho_f g}{\mu_f^2} \quad (4)$$

En 1966 Wen et Yu [17] ont proposé une variante de la relation d'Ergun :

$$Ar = K_2 Re_{p,mf} + K_1 Re_{p,mf}^2 \quad (5)$$

Cette forme adimensionnelle est obtenue en multipliant les termes de l'expression (3) par :

$$\frac{d_p^3 \rho_f}{\mu_f^2 (1 - \varepsilon_{mf})}$$

Ar est le nombre d'Archimède défini par:

$$Ar = \frac{d_p^3(\rho_p - \rho_f)\rho_f g}{\mu_f^2}$$

$$K_1 = \frac{1,75}{\Phi_s \varepsilon_{mf}^3} \quad K_2 = 150 \frac{(1 - \varepsilon_{mf})}{\Phi_s^2 \varepsilon_{mf}^3}$$

Re_p est le nombre de Reynolds particulaire, défini par :

$$Re_p = \frac{\rho_f d_p U_f}{\mu_f}$$

L'équation (5) permet d'estimer U_{mf} avec une précision relative d'environ $\pm 30\%$ et ce pour un large intervalle ($Re=0,001$ à 4000).

La vitesse minimale de fluidisation U_{mf} est le plus souvent donnée par une relation de la forme :

$$Re_{mf} = (C_1^2 + C_2 Ar)^{0,5} - C_1 \quad (6)$$

Tableau I.1 : Valeur des constantes pour la prévision de la vitesse minimale de fluidisation

Auteurs	d _p (µm)	Agent fluidisant	C ₁	C ₂
Wen et Yu [30]	2052-6350 2380	Eau	33,7	0,0408
Babu et al [31]	2560-3924	Air-CO ₂ N ₂ -H ₂	25,25	0,0651
Saxena et Vogel [32]	1900-2460	Air	25,28	0,0571
Bourgeois et Grenier [33]	86-2510	Air Eau distillée	25,46	0,0382
Nakamura et al [34]	200-4000	N ₂	33,95	0,0465
Tannous et al [27]	715-7500	Gaz	25,83	0,043

I.7.3. La vitesse terminale de la fluidisation

La vitesse terminale ou vitesse de chute d'une particule solide dans un fluide est une caractéristique essentielle de la particule et du fluide. Cette vitesse est atteinte lorsque les

particules sont entraînées par le fluide et commencent à quitter la colonne de fluidisation. Elle est calculée en prenant en considération, les forces de gravitation, d'Archimède et de frottements.

En concordance avec différents régimes d'écoulement, la relation suivante est proposée [35] :

$$U_t = \left[\frac{4gd_p(\rho_p - \rho_f)}{3C_D \rho_f} \right]^{0,5} \quad (7)$$

Où : C_D est le coefficient de traînée qui est fonction du nombre de Reynolds rapporté à la particule.

Si $Re_p < 0,4$: $C_D = \frac{24}{Re_p}$

Pour $0,4 < Re_p < 500$: $C_D = \frac{10}{\sqrt{Re_p}}$

Pour $500 < Re_p < 200000$: $C_D = 0,43$

I.7.4. Porosité et expansion du lit

Le phénomène d'expansion est réalisé lors de l'augmentation de la vitesse qui entraîne une croissance de la hauteur du lit, ce phénomène est caractérisé par le taux de vide ou la porosité, cette dernière représente le rapport entre le volume de vide et le volume total du lit [6].

L'une des méthodes utilisable pour la détermination de la porosité ou le degré de vide est basée sur la mesure de H citée par [27]:

$$\varepsilon = 1 - \frac{m_p}{H A \rho_p} \quad (8)$$

Où m_p est la masse totale des particules.

A est la section de l'enceinte.

Le taux d'expansion d'une couche peut être aussi exprimé par son degré de vide ε global selon la relation suivante [36, 37] :

$$\varepsilon^n = \frac{U}{U_t} \quad (9)$$

Avec n appelé exposant de Richardson Zaki qui dépend du nombre de Reynolds particulaire de chute Re_s .

Tableau I.2 : Corrélations de littérature pour la prédiction de la porosité au minimum de fluidisation

Auteurs	corrélations
Chyang et Huang [38]	$\varepsilon_{mf} = 1,05 Re_{mf}^{0,3} Ar^{-0,17}$
Tonglimp et al [39]	$\varepsilon_{mf} = 1,10 Re_{mf}^{0,29} Ar^{-0,19} Mv^{0,05}$
Wen et Yu [30]	$\varepsilon_{mf}^{4,7} \Phi^2 Ar = 18 Re_{mf} + 2,7 \Phi^{0,687} Re_{mf}^{1,687}$
Broadhurst et Becker [40]	$\varepsilon_{mf} = \frac{0,586}{\Phi^{0,72}} \left[\frac{\mu_f^2}{\rho_p g (\rho_p - \rho_f) d_p^2} \right]^{0,029} \left(\frac{\rho_g}{\rho_p} \right)^{0,021}$
Tanous et al [27]	$\varepsilon_{mf} = 0,47 (Fr Mv^{-0,5})^{0,22}$

I.8. Conclusion

Nous avons exposé dans ce chapitre les mécanismes mis en jeu dans les lits fluidisés. Une classification des particules a été déterminée par Geldart, elle a permis de prévoir le type de fluidisation en fonction des caractéristiques de la particule (masse volumique, taille).

La synthèse des connaissances générales sur la vitesse et les régimes de fluidisation, l'expansion des couches de particules fluidisées, ainsi que la porosité de ces couches constituent des éléments de connaissance importants, qui nous permettront de mener à bien notre étude.

Chapitre II:

Réalisation et mise au point du dispositif expérimental

II.1. Introduction

Dans ce chapitre, nous décrivons l'installation expérimentale que nous avons conçue, réalisée et mise au point. Nous présentons également l'ensemble des systèmes liquides-solides utilisés ainsi que leurs propriétés physiques.

L'étude expérimentale de la fluidisation liquide-solide dans le cas de particules monodimensionnelles, nécessite l'élaboration d'un montage expérimental répondant aux exigences suivantes :

- Visualisation aisée du phénomène à savoir la circulation des particules, le commencement de la fluidisation et l'expansion du lit.
- Possibilité de charge et décharge facile du lit (partie démontable).
- Mesures des paramètres hydrodynamiques tels que: pertes de charge, expansion et débit du liquide.
- Le choix des débitmètres qui couvre toute la plage des vitesses prévues (pour cela des calculs préalables ont été effectués).

II.2. Présentation générale de l'installation

L'ensemble du montage expérimental, présenté sur les figures (II.1 et II.2) se compose principalement d'une colonne de fluidisation (8), qui repose sur un système d'entrée (6) séparé par un distributeur fixé sur des brides.

Une pompe centrifuge (2) fait circuler l'eau à partir d'un réservoir d'alimentation (1), le débit du liquide est mesuré à l'aide de deux rotamètres à flotteurs (4 et 5) placés en parallèle. Après avoir traversé la colonne, le liquide est acheminé vers le réservoir d'alimentation.

L'appareillage comporte en outre un système de mesure de pression (9) et un thermomètre pour la mesure de la température.

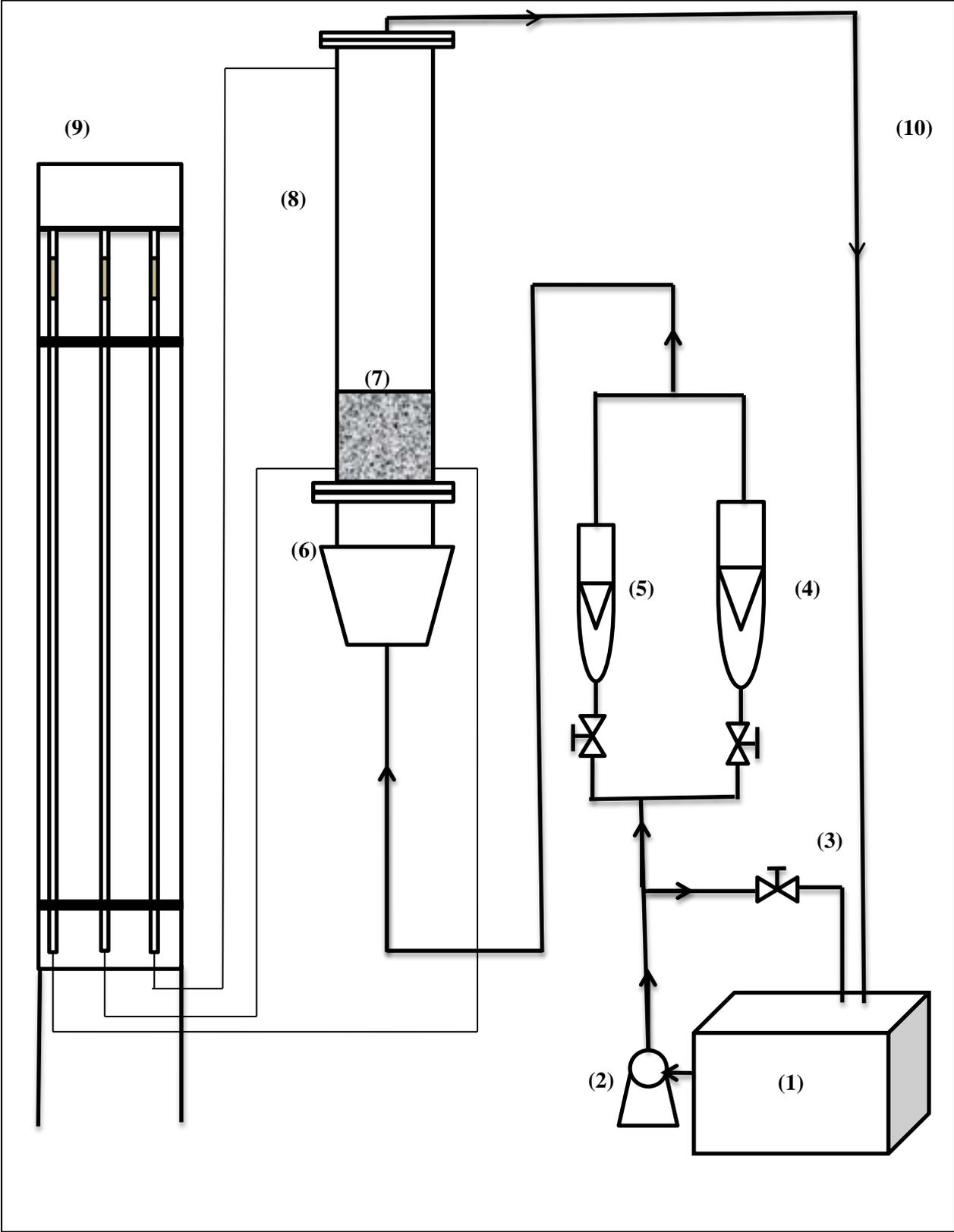


Figure II.1 : Schéma général de l'installation



Figure II.2 : Installation de fluidisation

- (1)- Réservoir
- (2)- Pompe
- (3)- Vanne
- (4)- Grand débitmètre
- (5)- Petit débitmètre
- (6)- Système d'entrée
- (7)- Lit de particules
- (8)- Colonne
- (9)- Système de mesure de pression
- (10)- Tuyau d'évacuation

II.3. Description des différents composants de l'installation

II.3.1. Colonne de fluidisation

La fluidisation est réalisée dans une colonne à section rectangulaire, reliée au système d'entrée par des brides maintenues par serrage goujon-écrou.

Ce canal dans lequel siège l'écoulement et le phénomène étudié est en plexiglas, il est de 15 cm de largeur interne (L), de 95 cm de hauteur (H) et de 2 cm d'épaisseur interne (e) (voir Annexe II).

Les dimensions de la colonne ont été fixées en se référant au travail réalisé par Poletto et *al* [41].

II.3.2. Système d'entrée et distributeur

La distribution du liquide de manière uniforme sur toute la section droite de la colonne, permet d'obtenir une fluidisation dans des conditions idéales. De toute manière cette condition, ne peut jamais être atteinte, du fait de l'annulation de la vitesse à la paroi [42]. En pratique il est difficile d'obtenir un comportement homogène dans la section droite du lit, et on constate souvent la présence de passages préférentiels.

Dans notre cas le distributeur du liquide est une toile en nickel de 17cm x 3 cm. Le système d'entrée est constitué d'un divergent de forme conique et d'une section d'homogénéisation de même section que la colonne.

II.3.3. Le réservoir et circuit d'alimentation

Le réservoir est de forme cubique, l'aspiration de l'eau est disposée de manière à assurer une bonne communication d'eau, et éviter en même temps à la pompe d'aspirer les bulles d'air engendrées par l'évacuation.

Le liquide est mis en mouvement par une pompe centrifuge d'une puissance de 600W. La colonne est alimentée par un tube raccordé au fond du cône, et l'évacuation se fait par l'intermédiaire d'un tube de flexible. L'eau évacuée retourne dans le réservoir, formant ainsi un circuit fermé (voir figure II.2).

Deux vannes de réglage des débitmètres sont disposées en aval de la pompe, et un by-pass, muni d'une vanne déverse dans le réservoir d'alimentation l'excédent en eau.

II.4. Techniques de mesure

II.4.1. Mesure de la pression

La variation de pression le long de la colonne est mesurée en utilisant des manomètres à eau, connectés aux prises de pressions vissées sur la paroi de la colonne à l'entrée et à la sortie de la colonne de fluidisation.

Le système de mesure de pression est sous forme d'un tableau, composé de trois tubes manométriques en verre de 150 cm de longueur et 1 cm de diamètre. Une règle graduée est fixée entre les côtés de chaque tube, les extrémités de ces derniers sont branchées par l'intermédiaire de tuyaux aux prises de pression correspondantes sur la colonne.

II.4.2. Mesure du débit

Pour mesurer le débit l'installation est munie de deux débitmètres à flotteurs, un prévu pour les petits débits et l'autre pour les grands débits.

Le débitmètre est constitué d'un tube conique placé verticalement, à l'intérieur duquel se déplace un flotteur grâce à la circulation du fluide.

Le débitmètre à flotteur doit être associé à une courbe d'étalonnage spécifique au fluide utilisé, pour une température et une pression donnée. Cette courbe donne le débit en fonction de la position du flotteur à l'équilibre. La méthode d'étalonnage et les résultats obtenus sont présentés dans l'annexe (III).

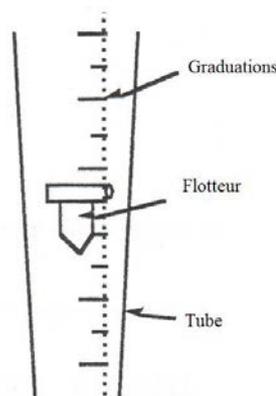


Figure II.3: Schéma général d'un débitmètre à flotteur

II.4.3. Mesure de la température

La température du liquide est mesurée à l'aide d'un thermomètre plongé dans le réservoir d'alimentation. Elle varie de 21 °C à 25 °C pour tous nos essais expérimentaux.

II.5. Techniques d'assemblage et d'étanchéité

La colonne en plexiglass a été conçue en assemblant par serrage goujon-écrou, des plaques préalablement découpées à l'aide d'une fraiseuse. L'étanchéité est assurée par utilisation d'un mastic silicone et d'une colle préparée à base de copeaux de plexiglas dissous dans une solution de dichloroéthane.

L'assemblage de pièces en PVC a été réalisé à l'aide d'une colle spéciale pour le plastique rigide. Au niveau des raccordements de flexible l'étanchéité est garantie en utilisant des serflexes.

II.6. Propriétés du fluide et des particules fluidisées

- **Le liquide**

Le liquide utilisé est de l'eau, dont les propriétés physiques sont données dans le tableau suivant :

Tableau II.1: Propriétés physique du liquide à 20°C

Masse volumique ρ (kg/m ³)	10 ³
Viscosité dynamique μ (Pa.s)	10 ⁻³
Viscosité cinématique ν (m ² /s)	10 ⁻⁶

- **Les particules solides**

Ce sont des particules en verre, de forme sphérique et dont les propriétés physiques sont représentées dans le tableau suivant:

Tableau II.2: propriétés physiques des particules solides

matériau	dp (mm)	ρ_p (Kg/m ³)
verre	2	2554
	4	2564
	8	2595

II.7. Procédure expérimentale

Pour chaque système (particules/ fluide) les caractéristiques hydrodynamiques sont déterminées à savoir la vitesse superficielle du liquide, l'expansion et la porosité du lit. Pour chaque diamètre, une charge de particules est pesée avant d'être introduite dans la colonne, la hauteur de la couche solide au repos étant fixée à 15 cm dans une première étude puis à 30 cm pour l'un des systèmes étudiés.

Avant chaque série de mesures, on stabilise la hauteur manométrique (pression de référence dans le manomètre), ensuite on procède aux mesures suivantes :

- Pour chaque débit fixé, on détermine la hauteur manométrique correspondant 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.
- La plage des débits est balayée dans le sens croissant à l'aller et décroissant au retour.
- Pour la reproductibilité des résultats, nous avons effectué trois séries de mesures pour chaque système (solide/fluide) étudié, et l'ensemble des résultats obtenus, feront l'objet d'un traitement dans le chapitre (III). Le tableau ci-dessous résume les conditions opératoires exploitées.

Tableau II.1: domaine d'investigation expérimental

Système	dp (mm)	H _{st} (cm)	m(g)	U (cm/s)	Re _p	Ar
Lit monodispersé de particules en verre	2	15	862,9	0,303-15,017	6-300	121958
	2	30	1635,2	0,303-12,566	6-251	121958
	4	15	839	0,421-15,998	17-640	981942
	8	15	846,4	0,421-16,243	33-1299	8011238

II.8. Problèmes pratiques de la fluidisation

Lors de la mise en marche de l'installation on a rencontré certains problèmes de fonctionnement. Parmi ces problèmes on peut citer:

- Formation de vides partiels qui naissent au fond du lit fluidisé puis qui le traversent pour venir éclater en surface.

- Le bullage: des micro- bulles se forment et s'élèvent dans le lit, elles grossissent par coalescence, quelques-unes rentrent dans les prises de pression et viennent finalement dans le tube manométrique et d'autres arrivent au bac d'alimentation en surface où elles sont aspirées par la pompe. En réalité ce phénomène est très complexe et a fait l'objet de nombreuses études. La plupart des installations de fluidisation fonctionnent sous ce régime.
- Le renardage: les particules s'agglomèrent et créent des passages préférentiels pour le fluide, ces derniers provoquent des mouvements organisés de solide en forme de boucle.

A ces phénomènes gênants s'ajoutent des problèmes de fuites de liquide au niveau de la colonne et la tuyauterie après décharge et recharge de la colonne de fluidisation par les particules solides, ce qui provoque l'apparition des bulles au sein du lit et une instabilité du niveau du liquide dans les tubes manométriques.

Chapitre III:

Résultats et discussion

III.1. Introduction

Dans ce qui suit, une analyse des résultats expérimentaux est présentée, ainsi que leurs confrontations avec d'autres travaux rapportés dans la littérature.

Nous allons tout d'abord présenter l'aspect qualitatif du lit bidimensionnel, ensuite on s'intéressera à l'étude des caractéristiques hydrodynamiques qui définissent l'état et le comportement des particules fluidisées pour chaque système étudié.

III.2. Comportement qualitatif de la dynamique du lit bidimensionnel

Une connaissance des caractéristiques de l'écoulement du liquide et des mouvements des particules est indispensable pour comprendre d'avantage la structure du lit ainsi que les échanges entre les phases. Les mouvements des particules solides à l'intérieur du lit fluidisé ont été observés, existe-t-il des circulations bien ordonnées des billes ou leur déplacement est-il aléatoire?

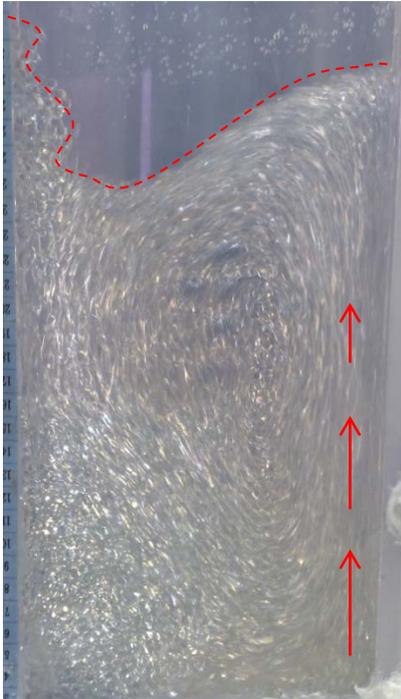
Nos expériences permettront d'apporter quelques éléments de réponse.

L'observation visuelle accompagnée par des photos et des séquences vidéo, montrent clairement que le comportement de la couche fluidisée est inhomogène.

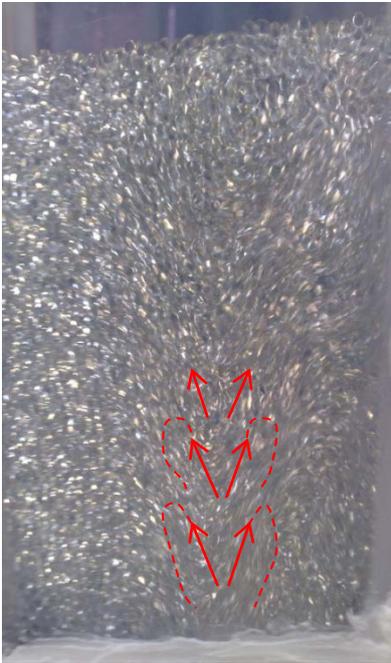
La figure (III.1) résume les phénomènes de turbulence au sein du liquide, traduits par la formation de tourbillons (a), la création de passages préférentiels et une irrégularité de l'interface (b). D'autres phénomènes ont été observés tels que le spouting bed (c), les stries ainsi que des mouvements ascendants des particules près de la paroi et descendant au milieu. Parfois on observe l'inverse ou carrément un amas de particules à la base du lit (d), indiquant la grande sensibilité du système aux conditions initiales et aux limites.



(a)



(b)



(c)



(d)

Figure III.1: Phénomènes observés au sein du lit fluidisé

Les déplacements du solide sont fonction de la vitesse de l'écoulement. Pour avoir une meilleure visualisation de ces mouvements, on a effectué une expérience qui consiste à injecter à l'aide d'une seringue un traceur (permanganate de potassium) à la base de la colonne à trois endroits différents, deux sur les côtés et un au milieu.

Pour un même débit de liquide, on a constaté des comportements tout à fait différents ; d'après la figure (III.2.a) le traceur se déplace verticalement avec une faible diffusion radiale contrairement aux figures (III.2.b) et (III.2.c) où le permanganate de potassium est directement happé par le liquide en évitant l'amas de particules, pour diffuser radialement sur toute la section de la colonne près de l'interface.

De ce fait les particules se comportent à l'intérieur de la couche fluidisée de manière purement aléatoire.

Ces phénomènes de circulation du solide ont fait l'objet d'une étude détaillée par Bascoul et *al* où la notion d'inhomogénéité au sein du lit fluidisé liquide a été appuyée [43].

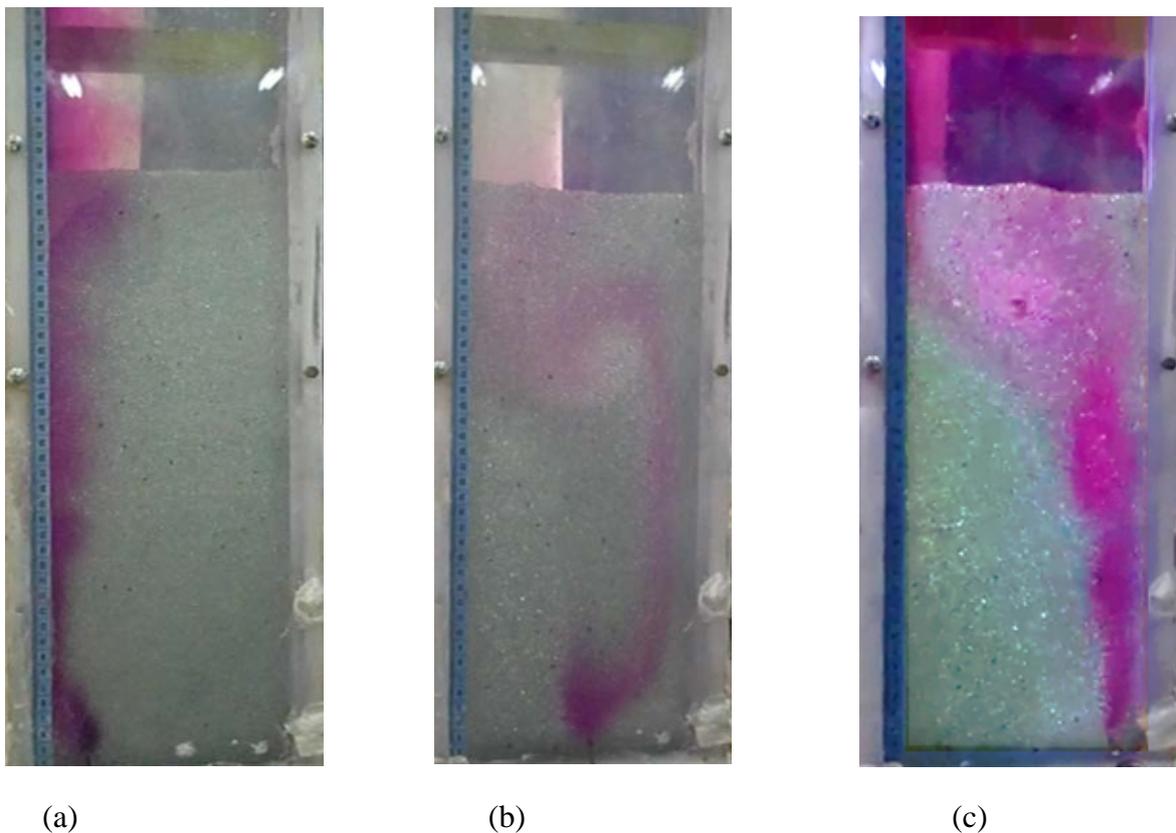


Figure III.2: Répartition du traceur au sein du lit fluidisé

On rajoute aux observations visuelles le diagramme de Molerus cité par Foscolo et Gibilaro [44], qui nous situe toujours dans la zone inhomogène.

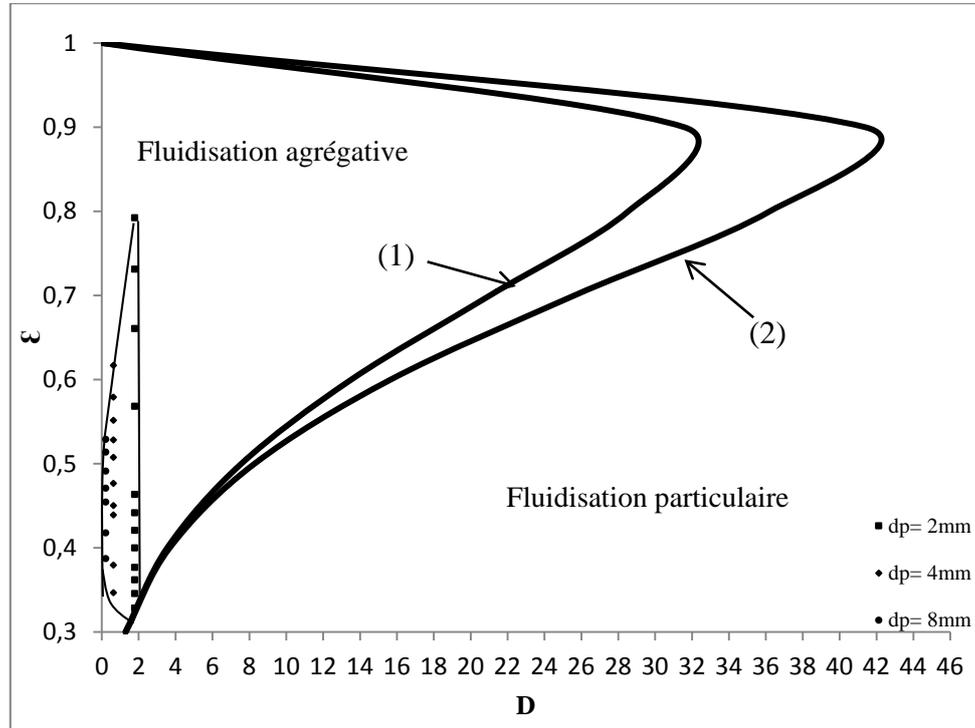


Figure III.3: Diagramme de Molerus

$$\text{Equation (1): } D = \frac{\mu}{((\rho_p - \rho_f)\rho_p g d_p^3)^{0,5}} = 0,149(1 - \epsilon_b)^{0,5} \epsilon_b^{3,8}$$

$$\text{Equation (2): } D = \frac{\mu}{((\rho_p - \rho_f)\rho_p g d_p^3)^{0,5}} = \frac{S_0(1 - \epsilon_b)^{0,5} \epsilon_b^{1,5}}{\exp\left(\frac{4,1(1 - \epsilon_b^2)}{0,64 + \epsilon_b}\right)}$$

S_0 : Paramètre de l'équation(2), tel que $S_0 = 0,2$

III.3. Analyse des caractéristiques hydrodynamiques du lit

III.3.1. Pertes de charge à travers le lit

La figure (III.4) montre l'évolution des pertes de charge en fonction de la vitesse pour les différents diamètres. Les particules demeurent immobiles et la perte de charge subie par le liquide à la traversée de la couche augmente avec le débit ; c'est ce qu'on appelle un lit fixe. A travers cette couche la perte de pression suit une loi polynomiale, traduisant ainsi la contribution des deux termes de la relation d'Ergun (voir la relation(1) chapitre I).

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. Cette dernière n'est pas exactement égale au poids des particules solides par unité de section de la colonne, cela est dû au fait qu'une partie de ces particules n'est pas entièrement fluidisées à cause de la non uniformité du profil de vitesse sur la section droite de la colonne.

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.

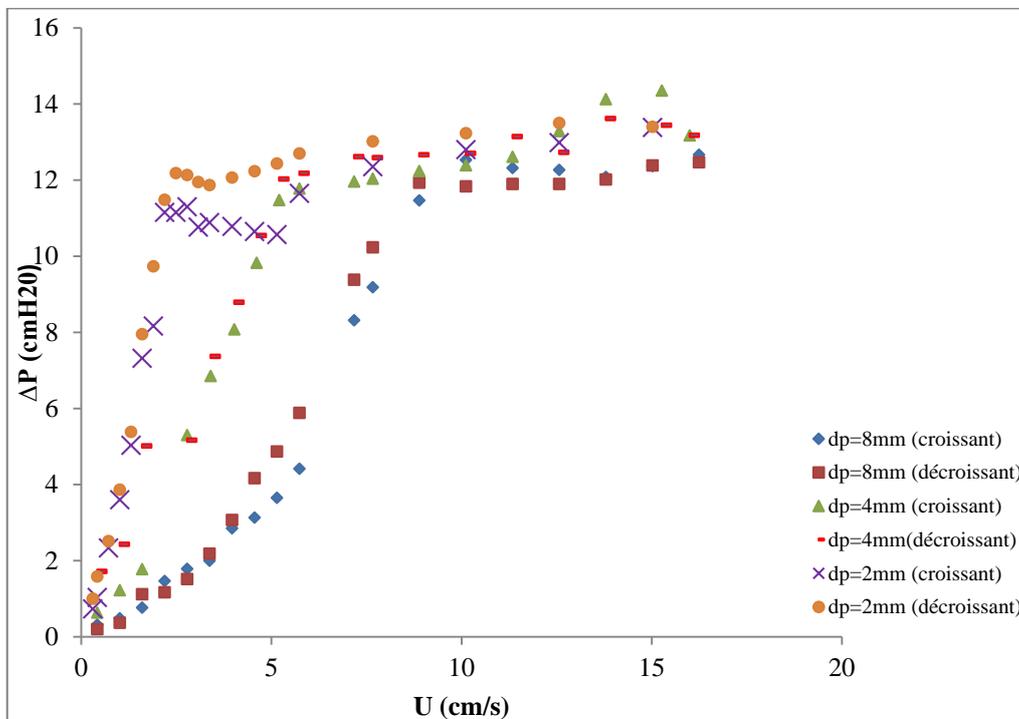


Figure III.4: Evolution des pertes de charge en fonction de la vitesse d'écoulement

La figure (III.5) illustre l'influence du diamètre des particules sur l'évolution des pertes de charge en fonction du nombre de Reynolds en lit fixe. Pour une même vitesse, on constate qu'au fur et à mesure que le diamètre augmente les pertes de charge diminuent. Pour une hauteur statique identique le nombre de particules augmente quand leur taille diminue, de ce fait la surface de contact liquide-solide est plus importante ce qui provoque une grande dissipation d'énergie à travers les interstices ainsi que par la présence de singularités locales

formées par des rétrécissements-expansions et expansions-rétrécissements des orifices d'écoulement. Ces derniers sont de plus en plus nombreux quand les particules sont de plus petite taille.

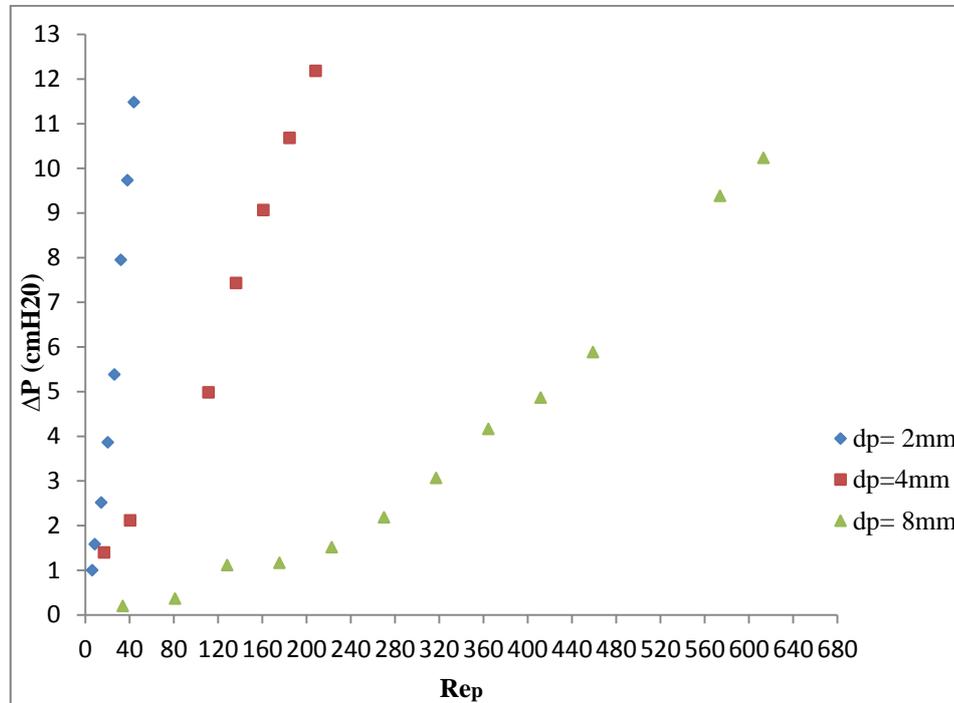


Figure III.5: Influence du diamètre des particules sur les pertes de charge (lit fixe)

III.3.2. Vitesses minimales de fluidisation

- **Détermination expérimentale de la vitesse minimale de fluidisation**

La vitesse au minimum de fluidisation U_{mf} est déterminée à partir de la courbe de variation de $\Delta P=f(U)$. La méthode d'évaluation de U_{mf} expérimentale consiste à déterminer l'intersection de la courbe qui correspond au lit fixe avec le palier correspondant au lit fluidisé ; c'est le point de transition entre l'état fixe et fluidisé.

Il est important de souligner que la vitesse minimale de fluidisation a été déterminée à partir de la courbe de variation de ΔP à débit décroissant pour chaque diamètre des particules, pour les trois essais réalisés ainsi que pour leur moyenne. Les courbes qui permettent de déterminer la vitesse minimale pour chaque essai sont représentées en annexe (voir annexe IV) et celle de la moyenne sont portées sur les figures suivantes :

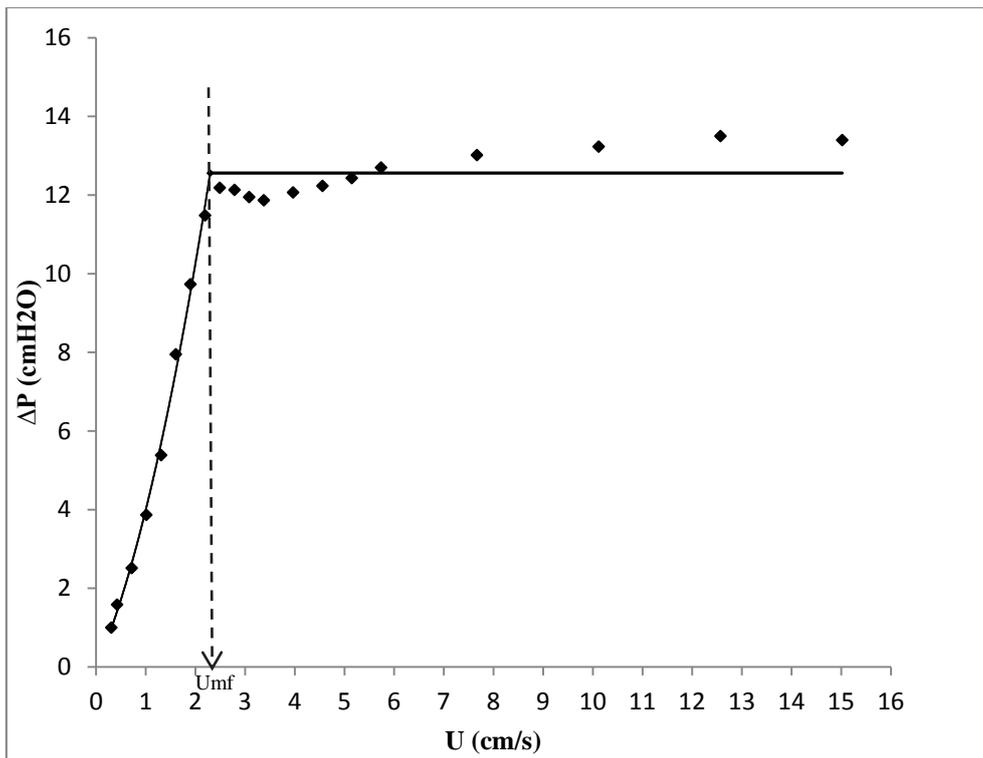


Figure III.6: Variation des pertes de charges en fonction de la vitesse d'écoulement (dp=2mm)

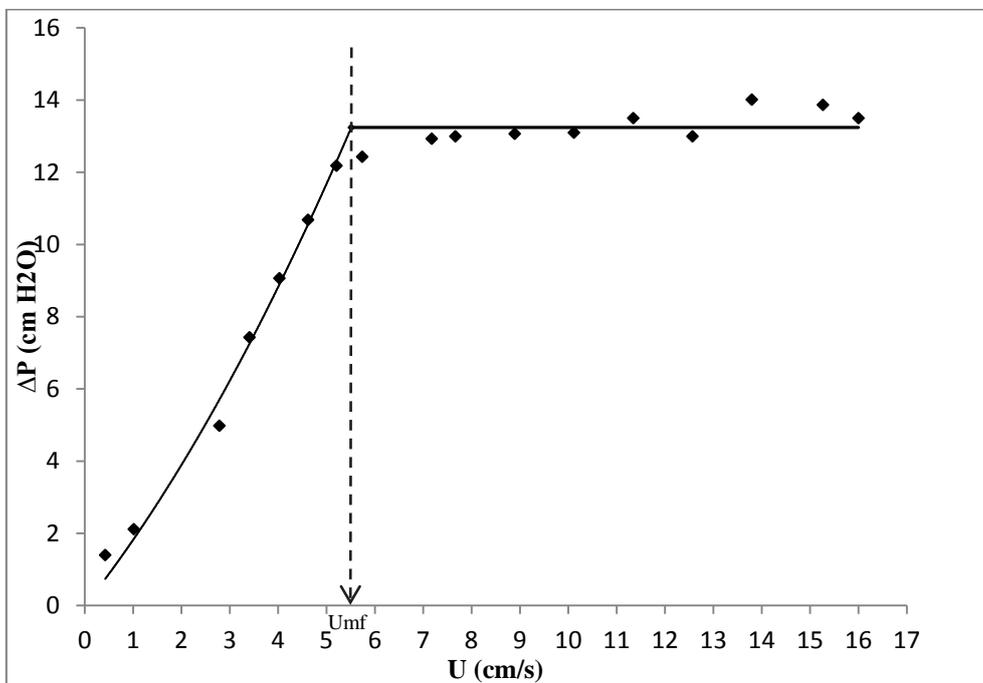


Figure III.7: Variation des pertes de charges en fonction de la vitesse d'écoulement (dp=4mm)

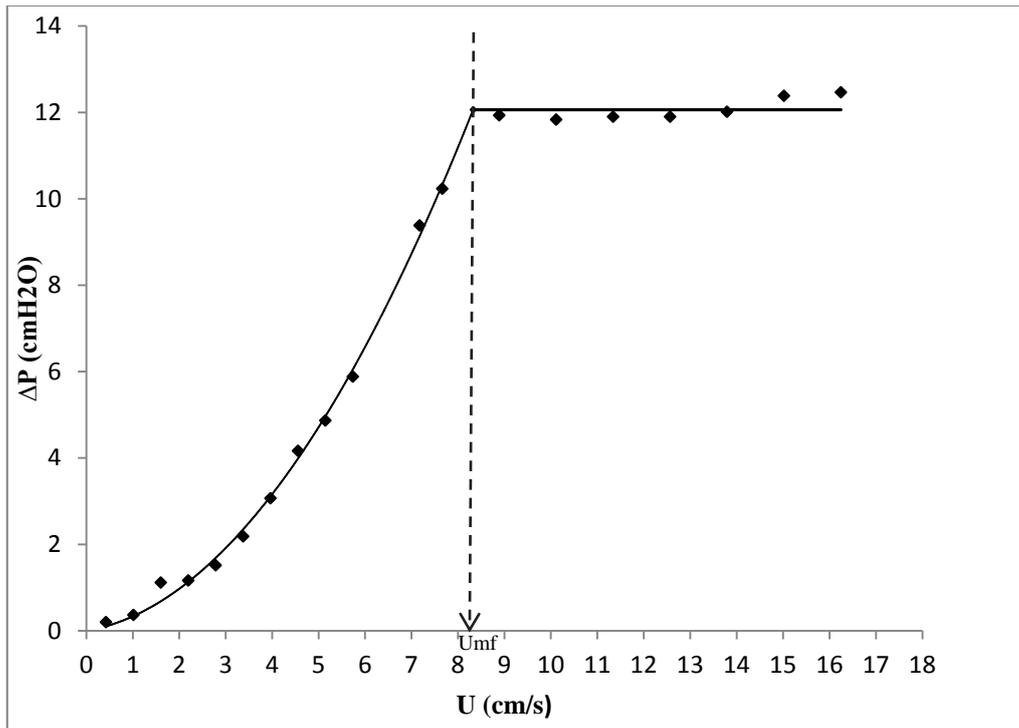


Figure III.8: Variation des pertes de charges en fonction de la vitesse d'écoulement ($d_p=8\text{mm}$)

La représentation de la vitesse au minimum de fluidisation en fonction de la taille des particules (figure III.9), montre que le diamètre des particules a une influence importante sur la valeur de la vitesse minimale de fluidisation. En effet, cette dernière devient de plus en plus importante quand le diamètre des billes augmente; les grosses particules résistent plus à l'écoulement, de ce fait elles nécessitent un grand débit donc une vitesse importante pour les mettre en suspension.

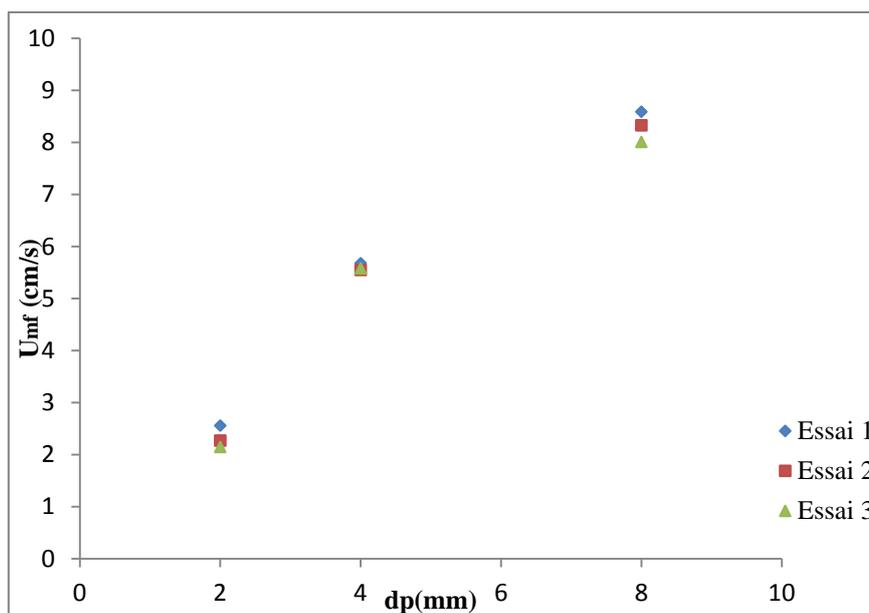


Figure III.9: Influence de la variation du diamètre des particules sur U_{mf}

- **Comparaison des résultats expérimentaux avec les prédictions des corrélations de la littérature**

Nous avons choisi de comparer nos résultats expérimentaux avec les vitesses minimales de fluidisation calculées en utilisant les corrélations proposées par Wen et Yu [30], Nakamura [34], Tannous et al [27] et Saxena et Vogel [32]. Ces prédictions sont confrontées à nos résultats expérimentaux, en évaluant les écarts relatifs entre les valeurs de U_{mf} calculées à partir des relations empiriques et les valeurs expérimentales.

Les résultats de cette comparaison sont présentés dans le tableau ci-dessous et sur la figure (III.10). Ils montrent que les corrélations proposées par Wen et Yu, Tannous et al et Nakamura donnent de bons résultats pour tous les diamètres avec des écarts acceptables. Pour les particules de 2 mm on observe un écart minimal de 3,48 % en utilisant la corrélation de Wen et Yu. Cependant celle de Saxena et Vogel est la plus adaptée pour représenter les particules de 4 mm et 8 mm puisque on enregistre des écarts compris entre 2 et 4 %.

Tableau III.1: Résultats de la comparaison de $U_{mf_{exp}}$ avec les corrélations de la littérature

dp (mm)	$U_{mf_{exp}}$ (cm/s)	Tannous et al		Wen et Yu		Saxena et Vogel		Nakamura	
		U_{mf}	E%	U_{mf}	E%	U_{mf}	E%	U_{mf}	E%
2	2,3	2,52	11,72	2,22	3,48	3,09	34,34	2,43	5,56
4	5,51	4,53	17,82	4,23	23,23	5,32	3,45	4,56	17,24
8	8,33	7,02	15,72	6,74	19,09	8,14	2,28	7,21	13,44

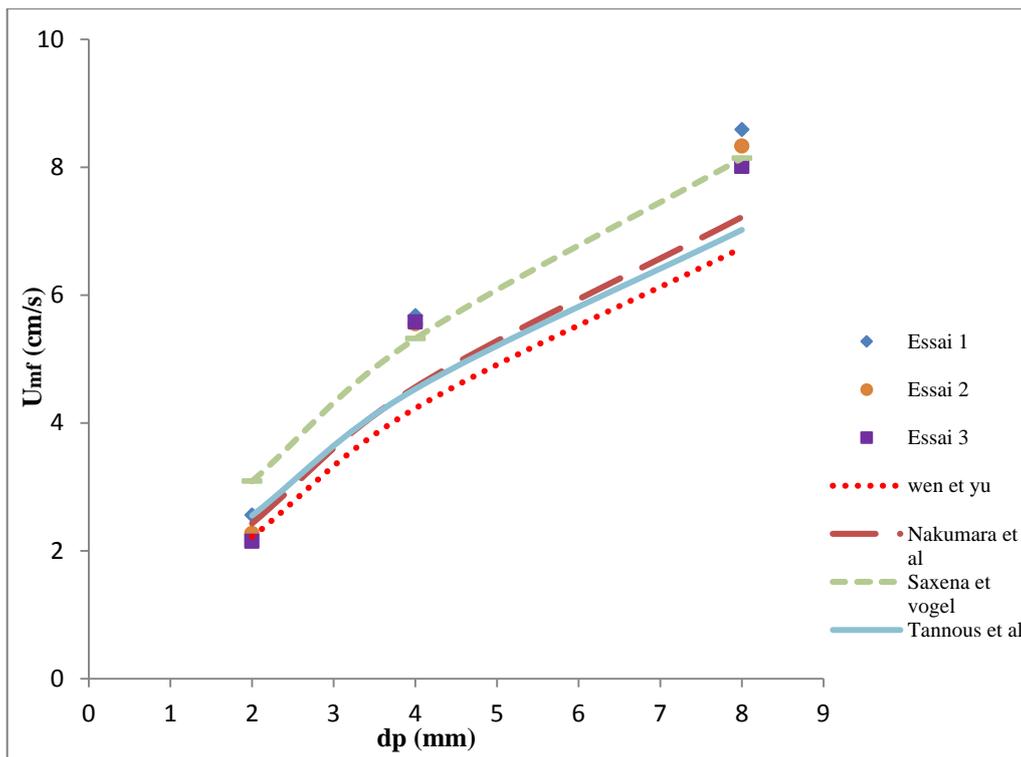


Figure III.10: Comparaison des vitesses minimales en fonction de la taille des particules aux corrélations empiriques

III.3.3. Expansion et porosité du lit

- Aspect global de l'évolution de la porosité

Les figures ci-dessous (obtenues en utilisant la moyenne des essais) montrent que la porosité reste relativement constante jusqu'au minimum de fluidisation, au-delà de cette valeur, le degré de vide croît avec l'augmentation de la vitesse ce qui engendre une expansion progressive de la couche de particules et cela pour tous les diamètres (à débit croissant et décroissant).

La porosité au minimum de fluidisation est déterminée à partir des courbes représentant la variation du degré de vide en fonction de la vitesse d'écoulement, par projection du point qui correspond à la valeur de la vitesse minimale de fluidisation sur la courbe.

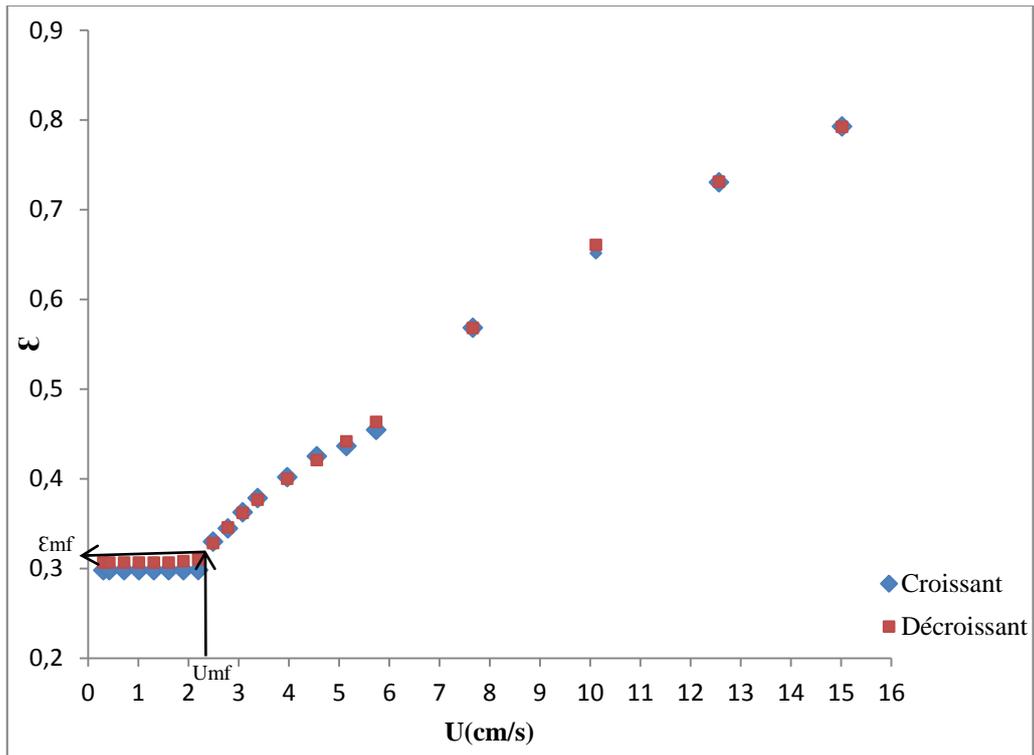


Figure III.11: Variation de la porosité du lit en fonction de la vitesse d'écoulement ($d_p=2\text{mm}$)

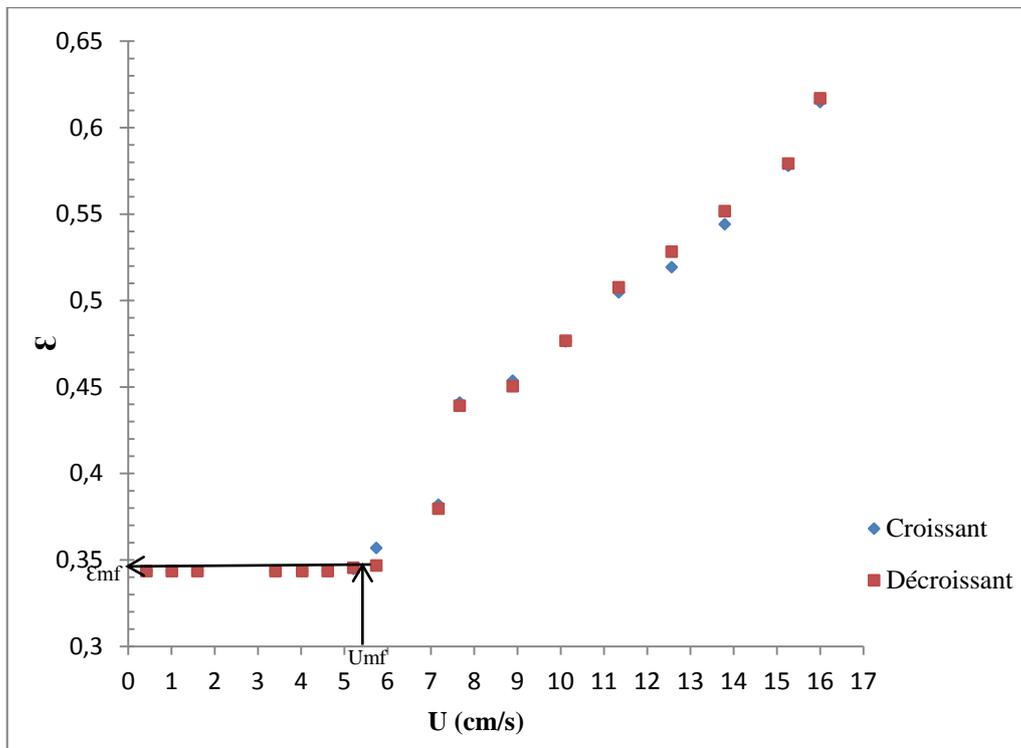


Figure III.12: Variation de la porosité du lit en fonction de la vitesse d'écoulement ($d_p=4\text{mm}$)

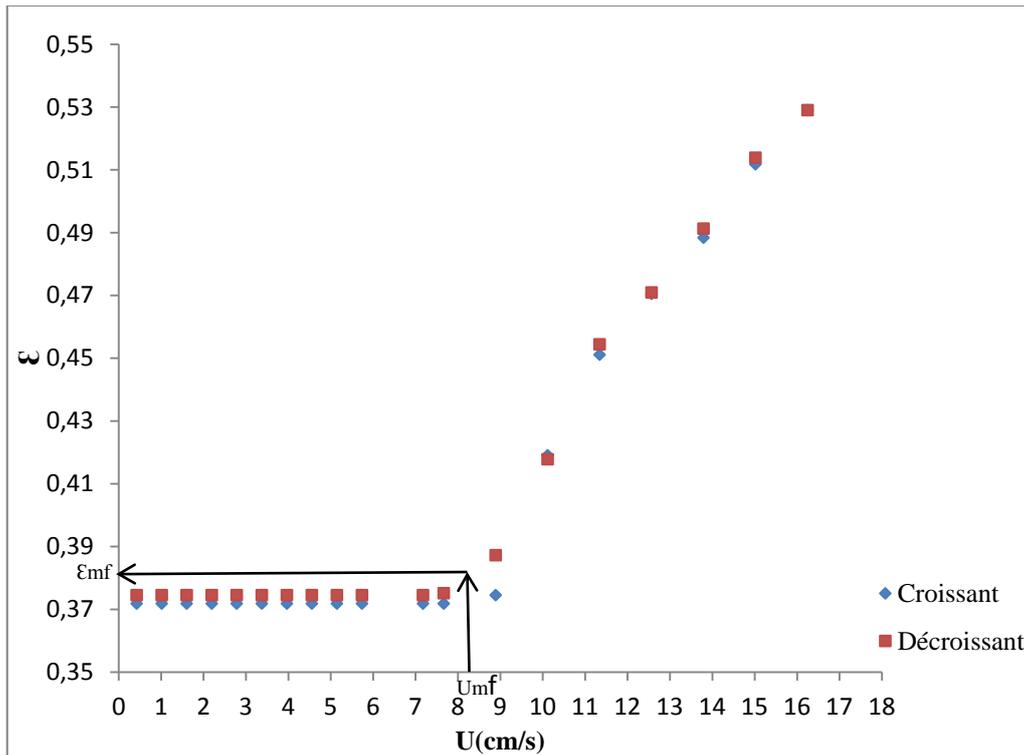


Figure III.13: Variation de la porosité du lit en fonction de la vitesse d'écoulement ($d_p=8\text{mm}$)

Sur le tableau (III.2), nous présentons la comparaison entre les valeurs de la porosité expérimentale et celles calculées à partir des différentes corrélations bibliographiques. On constate que la corrélation avancée par Broadhurst et Becker est la plus conforme à nos valeurs expérimentales, les autres corrélations utilisées restent assez proches de $\epsilon_{mf,exp}$ obtenue.

Tableau III.2: Résultats de la comparaison de $\epsilon_{mf,exp}$ avec les corrélations de la littérature

dp (mm)	$\epsilon_{mf,exp}$	Wen et Yu		Broadhurst et Becker		Tanous et al	
		ϵ_{mf}	E%	ϵ_{mf}	E%	ϵ_{mf}	E%
2	0,316	0,439	38,9	0,398	25,95	0,202	36
4	0,346	0,47	35,8	0,374	8,09	0,255	26,3
8	0,382	0,44	15,18	0,352	7,85	0,261	31,6

- **Effet du diamètre des particules sur l'expansion du lit**

Sur la figure (III.14), nous présentons la comparaison entre les différentes porosités obtenues à différents diamètres de particules. Nous constatons qu'en lit fixe, la porosité augmente avec l'accroissement du diamètre contrairement au lit fluidisé où la porosité diminue avec l'augmentation de la taille des particules ce qui s'explique par le fait que pour une même vitesse, nous atteignons une expansion du lit plus importante en présence des fines particules que des grosses car ces dernières nécessitent un grand débit pour les mettre en suspension (pour une vitesse donnée les particules de 2 mm sont déjà en expansion alors que celles de 8 mm sont toujours à l'état fixe ou fluidisé mais avec une porosité moindre).

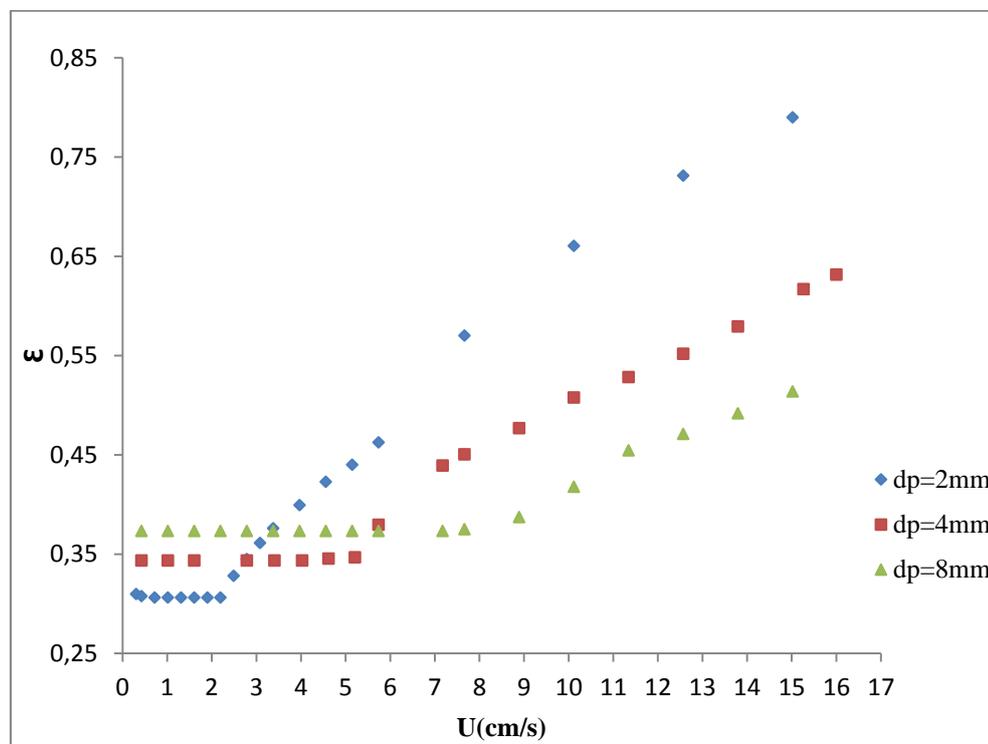


Figure III.14: Influence de la variation du diamètre des particules sur la porosité

- **Comparaison des résultats expérimentaux avec quelques corrélations de la littérature**

Nous avons représenté l'évolution du degré de vide expérimental en lit fluidisé en fonction de U/U_{mf} et celles prédites par certaines corrélations (voir figures suivantes). Nous avons retenu les relations de Chyang et Huang [38], Thonglimp [39] et Richardson et Zaki [36].

Pour la relation de Richardson et Zaki ($\frac{U}{U_t} = \epsilon^n$), la vitesse terminale de chute a été déterminée à partir de l'expression suivante [45] :

$$Re_t = \frac{Ar^{1/3}}{\frac{10,82}{Ar^{0,5493}} + \frac{0,6262}{Ar^{0,1373}}} \quad (10)$$

Selon [36] la valeur de l'exposant n pour les particules sphériques peut être calculée par les expressions suivantes:

$$n = 4,45 Re_t^{-0,1} \quad \text{Pour } 200 < Re_t < 500$$

$$n = 2,39 \quad \text{Pour } Re_t < 500$$

Comme les valeurs du Reynolds terminal calculées sont supérieures à 500 ($Re_t > 500$), on a pris une valeur de l'exposant n égale à 2,39.

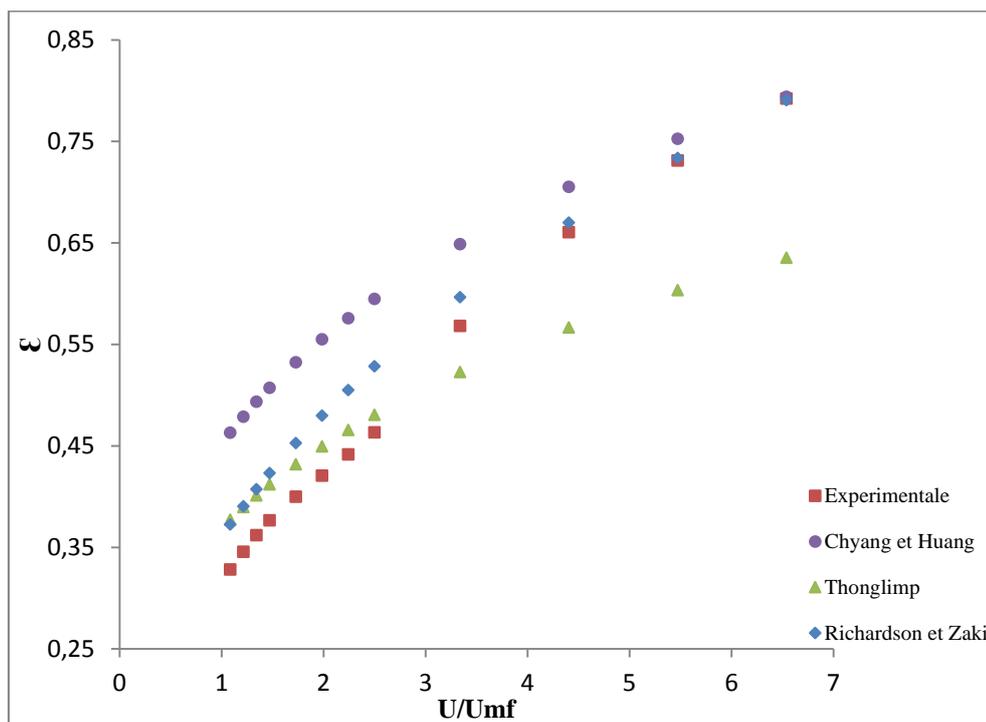


Figure III.15: Comparaison des résultats expérimentaux et calculés par les corrélations (dp=2mm)

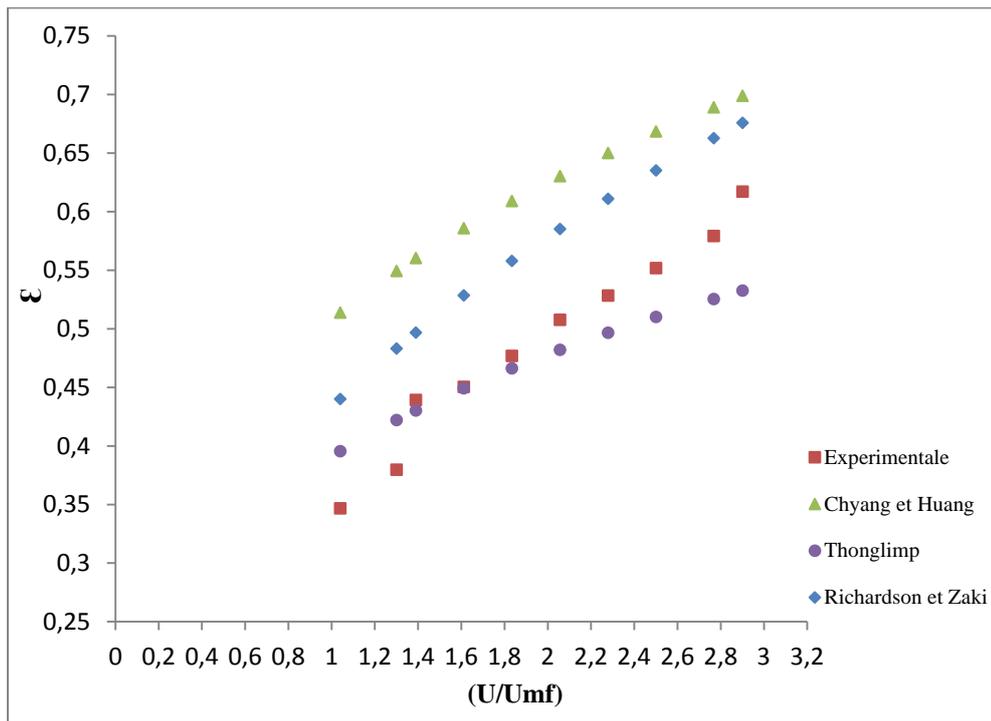


Figure III.16: Comparaison des résultats expérimentaux et calculés par les corrélations ($d_p=4\text{mm}$)

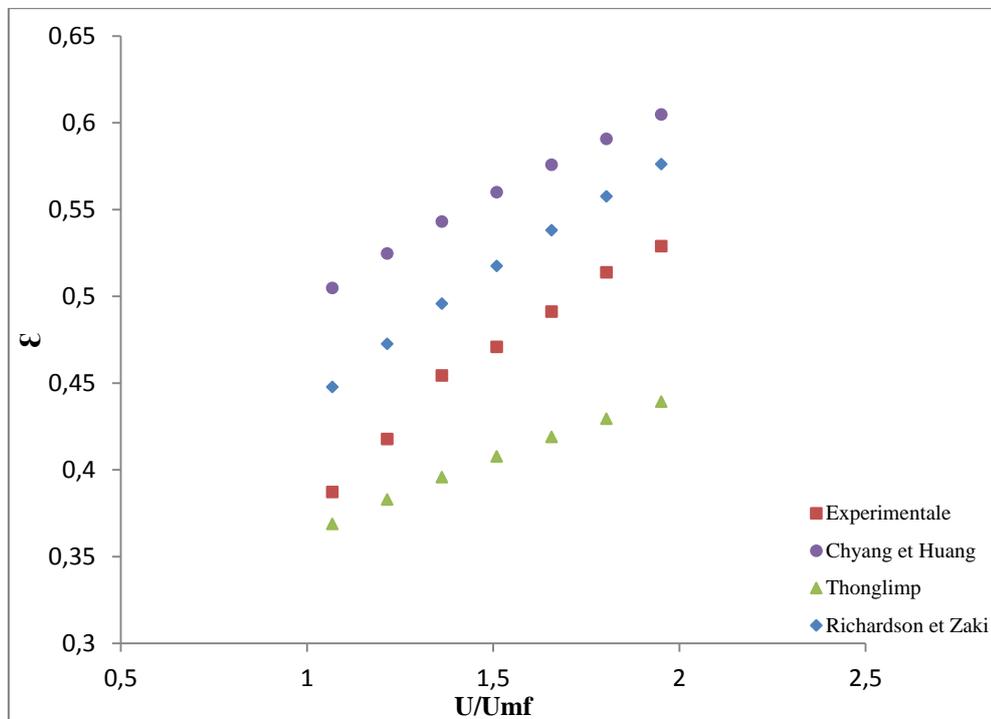


Figure III.17: Comparaison des résultats expérimentaux et calculés par les corrélations ($d_p=8\text{mm}$)

La comparaison entre les prédictions des corrélations précédentes et les résultats expérimentaux est aussi portée sur le tableau ci-dessous. On constate que c'est la corrélation de Tonglimp qui représente mieux les résultats expérimentaux avec un écart inférieur à 13%, ensuite c'est la relation de Richardson et Zaki qui est la plus proche quoi que cette dernière a été formulée en milieu complètement homogène. Par contre la corrélation de Chyang et Huang ne représente pas correctement les données expérimentales.

Tableau III.3: Ecart relatif absolu entre les résultats expérimentaux et calculés par les corrélations

dp (mm)	Thonglimp	Chyang et Huang	Richardson et Zaki
	Ecart %	Ecart %	Ecart %
2	1,03	24,86	9,46
4	2,09	27,88	17,15
8	12,49	20,14	10,68

III.3.4. Influence de la variation de la hauteur statique

Le graphique (III.18) montre qu'on retrouve la même allure de la courbe d'évolution des pertes de charges pour les particules de 2 mm à différentes hauteurs statiques.

On constate qu'en doublant la valeur de la hauteur statique initiale (de 15 à 30 cm), la valeur de la perte de charge devient deux fois plus importante que celle obtenue initialement. En revanche cette variation n'a pas d'effet remarquable sur la vitesse au minimum de fluidisation, ainsi que sur le taux de vide comme le montre la figure (III.19).

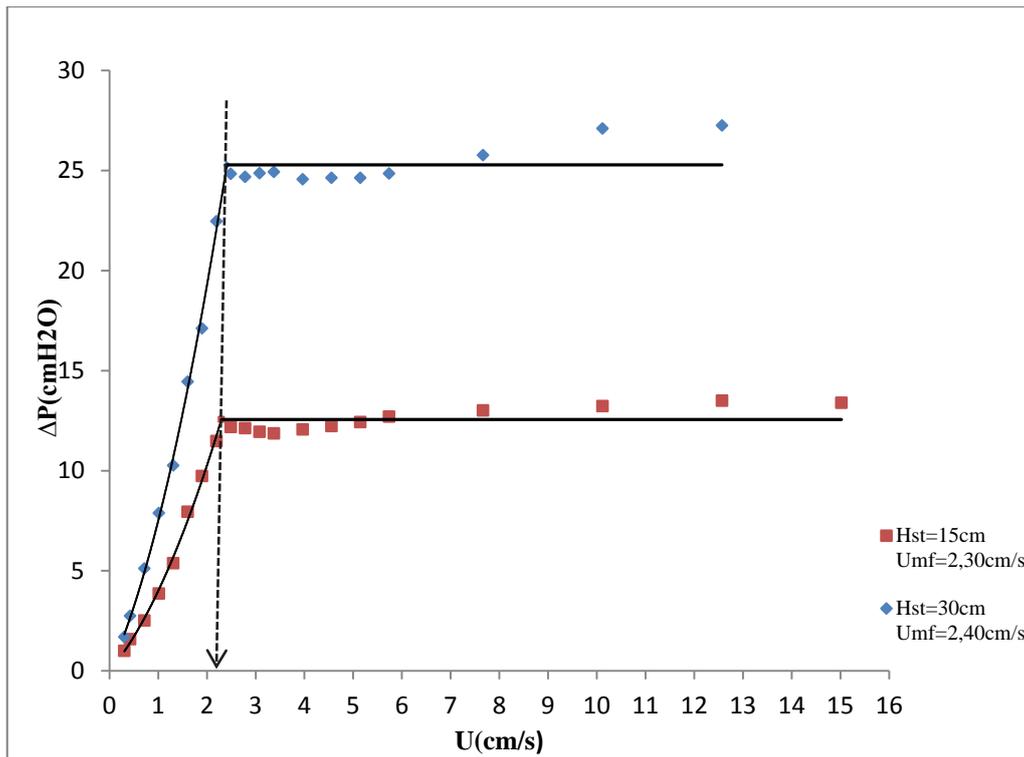


Figure III.18: Influence de la variation de la hauteur statique sur les pertes de charges

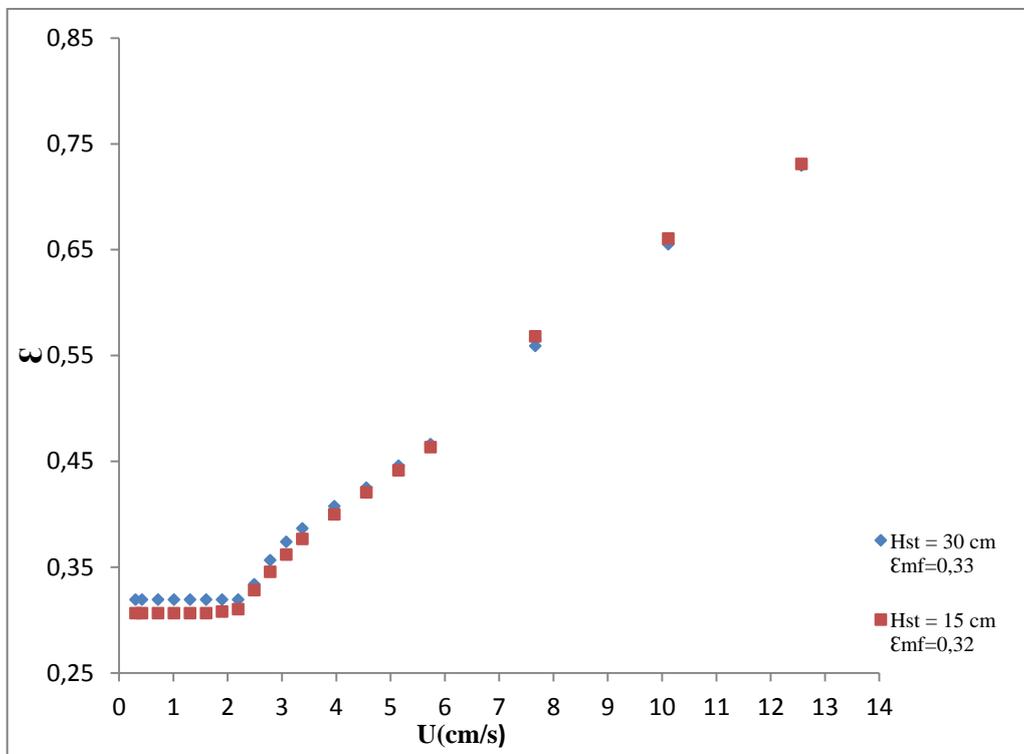


Figure III.19: Influence de la variation de la hauteur statique sur la porosité

*Conclusion générale et
perspectives*

IV. Conclusion générale et perspectives

Dans ce travail, nous avons étudié le comportement hydrodynamique au minimum de fluidisation et l'expansion des couches de particules du groupe D de la classification de Geldart. A cet effet, une colonne à section rectangulaire a été réalisée et utilisée avec de l'eau comme agent fluidisant dans les conditions normales de température et de pression. Afin de caractériser le mouvement des particules et du fluide on a procédé à des visualisations par l'intermédiaire d'un traceur.

Les résultats obtenus ont montré que, la vitesse minimale de fluidisation augmente avec l'accroissement de la taille des particules. Par contre la hauteur statique du lit n'a pas d'influence significative sur cette vitesse ni sur l'expansion du lit.

En ce qui concerne les corrélations utilisées, on peut retenir pour la vitesse minimale de fluidisation celle de Nakamura et *al*, et pour la porosité au minimum de fluidisation celle de Broadhurst et Becker car elles présentent des écarts moindres par rapport aux valeurs expérimentales. Rappelons que ces corrélations ont été formulées en utilisant le gaz comme agent fluidisant ce qui sous-entend que notre fluidisation a un comportement plus proche de celui d'un gaz que d'un liquide, de ce fait on a essayé d'illustrer cette hypothèse en traçant le diagramme de Molerus et par injection du permanganate de potassium. On a constaté la présence de phénomènes de turbulence au sein du liquide et des mouvements aléatoires des particules solides ainsi que l'apparition de zones tourbillonnaires. La représentation des résultats obtenus sur le diagramme de Molerus nous situe aussi dans la zone de la fluidisation agrégative.

A l'issue de notre travail expérimental nous pouvons proposer de développer les aspects suivants:

- Il serait intéressant d'étudier la dynamique locale du lit, il y aurait aussi un intérêt à traiter des particules différentes (en diamètre, forme, masse volumique et type de matériaux). Dans ce but l'étude pourrait être élargie à l'utilisation d'autres agents fluidisant.
- Une amélioration du système d'entrée afin d'uniformiser l'écoulement à la base du lit et obtenir éventuellement une fluidisation homogène.
- Il est également souhaitable d'étudier l'influence du rapport de forme largeur/profondeur du lit sur ses caractéristiques hydrodynamiques.

Conclusion générale et perspectives

Enfin, l'un des objectifs importants est de persévérer dans la recherche afin de maîtriser cette technique dont les applications industrielles deviendront de plus en plus nombreuses.

*Références
bibliographiques*

Références bibliographiques

- [1] Epstein.N,” Liquid–solids fluidization”, Chapter 26. Handbook of fluidization and fluid–particle systems. Marcel Dekker. New York. 705– 764,2000.
- [2] Randrianarivelo T N, “Étude numérique des interactions hydrodynamiques fluide /solide: application aux lits fluidisés”, thèse de doctorat, université de Bordeaux, 2005.
- [3] A. Storck et F. Vergnes, “Transfert de matière entre un électrolyte et une paroi cylindrique immergée dans un lit fluidisé liquide-solide”, Powder technologie, 12,209-213,1975.
- [4] P. Mihaltz et *al*, “Optimisation de concentration de biomasse dans un réacteur à lit fluidisé”, Rev. Sci.Eau, 14, 2,131-145, 2001.
- [5] F. Coeuret P. Le Goff, “L’electrode poreuse percolante transfert de matière en lit fixe ou fluidisé de grains non conducteurs”, pergamon press, 21,195-202, 1976.
- [6] Di Felice R., “Hydrodynamics of liquid fluidisation”. Chem. Eng. Sci. 50, 8, 1213-1245, 1995.
- [7] Roger Dumont, “Les Applications Industrielles Des Lits Fluidisés”, Edition Masson-Paris, 1980.
- [8] Arnaud Delebarre, “Archétypes et pratiques de l’innovation : le cas des lits fluidisés”, Gérer et comprendre, N° 65,19-30, 2001.
- [9] Badens Elisabeth, “Mise en forme de principes actifs pharmaceutiques en phase supercritique”, technique de l’ingénieur, 2013.
- [10] Azerradj.S, “Contribution à l’étude expérimentale de la fluidisation liquide-solide en milieu polydispersé ”, thèse Magister, Université de Bejaia, 1997.
- [11] Coulson and Richardson, “Particle Technology and Separation Processes”, 2, 291, 2002.
- [12] Aiche B L, “Modification des propriétés de surface de poudre en lit fluidisé assisté par une post décharge”, thèse de doctorat, université de Toulouse, 2009.
- [13] M.Houdé, “Conception d’un réacteur triphasé à fluidisation gaz-solide Application à la synthèse en continu des magnésiens d’halogénures gazeux”, thèse de doctorat, 1990.
- [14] Botterill J.S.M, “Fluid-bed heat transfer”, Academic Press, Londres 1975.
- [15] Kuni D. Levenspiel O, “Gross behaviour of fluidized beds” in “Fluidization engineering”, chap.3. Wiley, New-York, 1969.

Références bibliographiques

- [16] Zabrodsky S.S, “Hydrodynamics and heat transfer in fluidized beds”. MIT Press, Cambridge, Mass,1966.
- [17] Gibilaro L.J., HOSSAIN G.: “Aggregate behaviour of liquid fluidized beds”. Can. J. Chem. Eng, 64, 931, 1986.
- [18] Shakourzadeh K, “Techniques de fluidisation”, technique de l’ingénieur, j3390, 2002.
- [19] Trambouse et *al*, “ Les réacteurs chimiques”, édition technip, Paris 1984.
- [20] Emilian K, “Aide-mémoire génie chimique”, édition 3 DUNOD, 2009.
- [21] Bounaceur A, “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, Ecole Nationale Supérieure des Mines à Paris, 2008.
- [22] Handley D., Doraisamy A., Butcher K.L., Franklin N.L,“A study of the fluid and particle mechanics in liquid-fluidized beds”, Trans. Instn Chem. Engrs. 44, 260-273,1966.
- [23] Geldart D, “type of gaz fluidisation”, Powder Tech., 7,5, 285-292, 1973.
- [24] P. G. Smith, “Application of fluidisation in food processing”, 1st edition Blackwell Science, 2007.
- [25] T.Destoop, “Manutention pneumatique de produits en vrac”, technique de l’ingénieur, ag 7510, 1999.
- [26] Kunii. D et Levenspiel .O, “Fluidization engineering”, 2nd Edition Butterworth, Boston, 1990.
- [27] K. Tannous et *al*, “Caractéristiques au minimum de fluidisation et expansion des couches fluidisées de particules de la catégorie D de Geldart”, powder technology, 80, 55-72,1994.
- [28] Ergun S., “Fluid flow through packed columns” Chemical Engineering Progress, 48, 89-94, 1952.
- [28] Kunii D. and Levenspiel, “Fluidization Engineering”, Butterworth-Heinemann, Boston,1991.
- [30] Wen C. Y. ET Yu Y. H. “A generalized method for predicting the minimum fluidization velocity”, American Institute of chemical engineers, 610-612, 1966.

Références bibliographiques

- [31] Babu, S. P., B. Shah, and A. Talwalkar. "Fluidization correlations for coal gasification materials-minimum fluidization velocity and fluidized bed expansion ratio." *AIChE Symp. Ser.* Vol. 74. No. 176. 1978.
- [32] SC. Saxena et G.J. Vogel "The measurement of incipient fluidisation velocities in a bed of coarse dolomite at temperature and pressure", *Trans. Inst. Chem. Eng.*, 55, 1977.
- [33] P.Bourjois et P. Grenier, "The ratio of terminal velocity for spherical particles." *Can. J. Chem. Eng* 46, 328-328, 1968.
- [34]] Nakamura, Masaaki, et al. "An experimental investigation of minimum fluidization velocity at elevated temperatures and pressures." *The Canadian Journal of Chemical Engineering* 63,1, 8-13,1985.
- [35] Wen. Ching Yaung "Handbook of fluidization and fluid particles systems", Taylor and Francis group LLC, New York. Basel, 2003.
- [36] Richardson, J. F., and W. N. Zaki. "Fluidization and Sedimentation-Part I." *Trans. Inst. Chem. Eng* 32, 38-58, 1954.
- [37] Gibilaro .L.G, "Fluidization-Dynamics: the formulation and applications of predictive theory for the fluidized state", university of L'Aquila, Italy, 2001.
- [38] Chyang, Chien-Song, and Wen-Chih Huang. "Characteristics of large particle fluidization." *Journal of Chinese Institute of Chemical Engineering* 19, 81-89, 1988.
- [39] V. Thonglimp et al, " Vitesse minimale de fluidisation et expansion des couches fluidisées par un gaz", *powder technology*, 38, 233,1984.
- [40] Bradshaw, R. D., and J. E. Myers. "Heat and mass transfer in fixed and fluidized beds of large particles." *AIChE Journal* 9,5,590-595,1963.
- [41] Poletto et al, "Propagation of voidage wave in a two dimensional liquid-fluidized bed", *int.J. multiphase flow*, 21.2.223-239, 1995.
- [42] Corona A. A, "Agitation des particules dans un lit fluidisé liquide. Etude expérimentale", Thèse doctorale INP Toulouse, 2008
- [43] Bascoul et al, "Mouvement des particules solides en fluidisation liquide solide", *Chem Eng*, 51, 135-150,1993.
- [44] P.U.Foscolo L.G.Gibilaro, "A fully predictive criterion for the transition between particulate and aggregate fluidization", *Chem Eng*, 39, 12, 1667-1675, 1984.
- [45] M.Hartman et al, "Predicting the free-fall velocities of spheres", *Chem Eng*, 44, 8, 1743-1745, 1989.

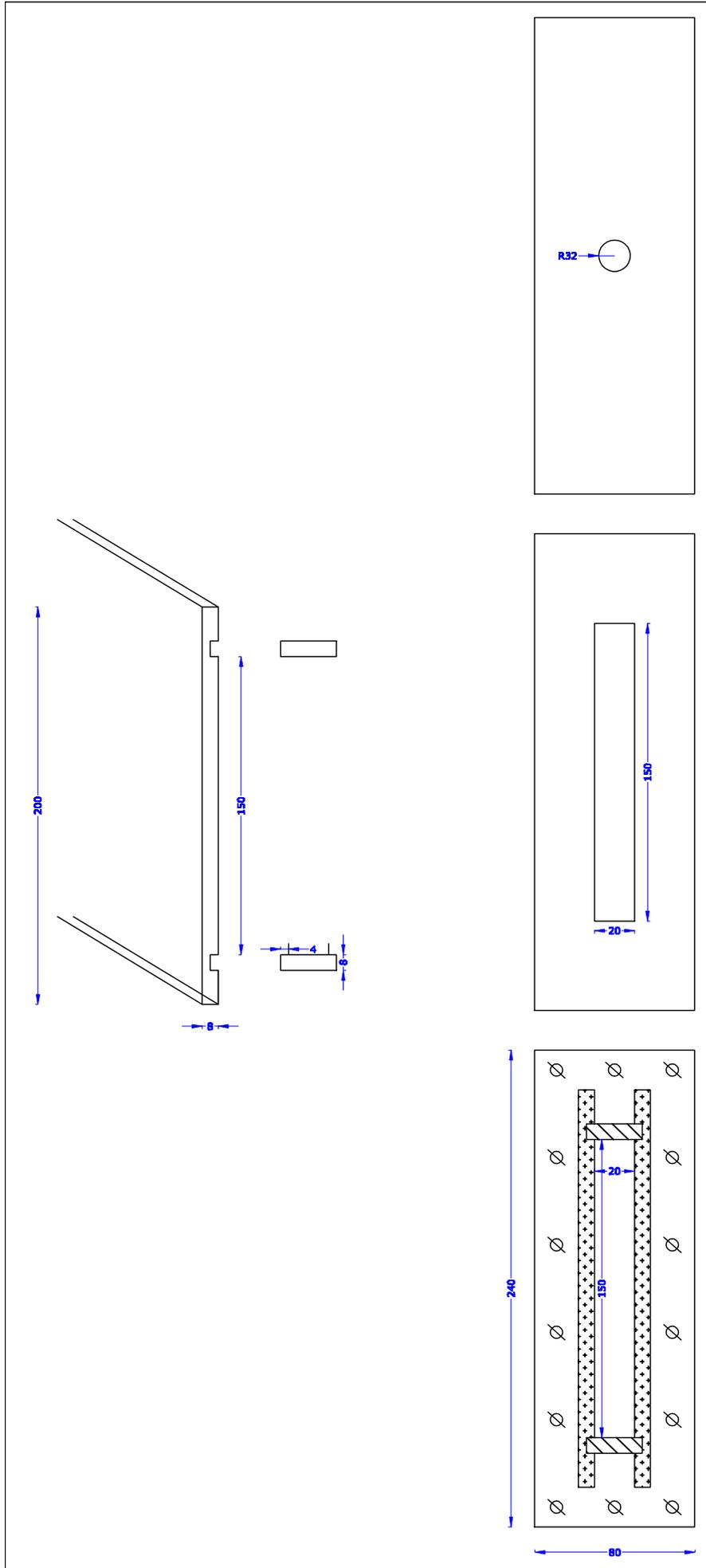
Annexes

ANNEXE (I)

Tableau II.1: Comportement inhomogène au sein d'un lit fluidisé liquide [6]

Reference	Solid	Fluid	Experimental technique	Reported observations
Wilhelm and Kwauk (1948)	1.3 mm lead shot	Ambient water	Visual observations	Bubbling and intermittent motion
Peck and Watkins (1956)	7 mm glass beads	Ambient water	Visual observations	Aggregate fluidisation with pockets of water
Hanratty and Bandukwala (1957)	0.56 mm steel spheres	Water-glycerol solutions	Visual observations	Motion of solids similar to gas-solid systems
Cairns and Prausnitz (1960)	3 mm glass and lead spheres	Ambient water	Visual observations	Bubbling and void waves moving upwards
Harrison <i>et al.</i> (1961)	0.7 mm lead shot	Water-glycerol solutions	Visual and still photographs	Bubbling behaviour
Hasset (1961a, b)	1-1.5 mm glass ballottini	Ambient water	Visual and still photograph	Partial voids (parvoids) and bubbles observed
Kelly (1961)	9-19 mm steel ball	Ambient water	γ ray absorptiometry	Slugging bed with large density fluctuations
Simpson and Rodger (1961)	1.71 mm lead shot	Ambient water	Visual observations	Lens-shaped bubbles at the bed wall and top
Kramers <i>et al.</i> (1962)	0.5-1 mm glass spheres	Ambient water	Visual observations	Particle clusters moving upwards
Richardson and Smith (1962)	0.25-1.7 mm glass iron and lead	Ambient water	Visual observations	Poor fluidisation quality
Reuter (1964)	1 mm lead shot	Ambient water	Photograph of injected bubbles	Bubble shape similar to gas fluidised systems
Volpicelli <i>et al.</i> (1966)	3 mm plastic and steel spheres	Water or glycerol	Photograph of two-dimensional beds	Inhomogeneities in the particle distribution
Bicknell and Whitmore (1967)	9-12 mm resin spheres	Ambient water	Visual observations	Waves of high voidages travelling upwards
Stewart and Davidson (1967)	Tungsten	Ambient water	Visual observations	Bed showed fully developed bubbles
Trupp (1968)	1.2-9.7 mm glass and lead spheres	Water and organic fluid	Visual, impedance probe and high-speed movie	Parvoids for glass bed Sloshing of the lead bed
Garside and Al-Dibouni (1973)	1.8-3 mm glass ballottini	Ambient water	Visual observations	Boiling appearance of the bed surface
Kwauk (1973)	0.5-4 mm glass spheres	Ambient water	Still photograph	Dense and dilute region present in the bed
El-Kaissy and Homsy (1976)	0.5-1.4 mm glass beads	Ambient water	Visual observations and light transmission technique	Horizontal waves and high voidage regions measured
Kmiec (1978)	6 mm glass beads	Methyl benzoate	Analysis of cine camera frames	Inhomogeneities in the particle distribution
Didwania and Homsy (1981a)	0.5-1.1 mm glass beads	Ambient water	Light transmission and optical scanning	Wavy, turbulent and bubbling regimes reported
Dorgelo <i>et al.</i> (1985)	10 mm marble	Water-glycerol solutions	Visual observations	Slugging behaviour observed
Fan <i>et al.</i> (1985)	0.5-1 mm glass spheres	Ambient water	Photographic analysis	Voidage inhomogeneities reported
Gibilaro <i>et al.</i> (1986b)	0.08-0.655 mm copper spheres	Water at 10-50°C	Visual observations	Particulate then aggregate increasing fluid velocity
Gibilaro <i>et al.</i> (1988b)	0.12-4 mm copper and glass	Ambient water	Pressure fluctuations	Sharp increase of the RMS at the minimum bubbling
Ham <i>et al.</i> (1990)	0.165-0.655 mm glass and plastic	0-60% wt glycerol solution	Light extinction technique	Instabilities for velocities greater than a critical value
Singh and Joseph (1991)	6.3 mm plastic glass and rubber	Ambient water	Image processing of high speed video recording	Non-uniformities in the bed voidages

ANNEXE (II)



Conception de la colonne de fluidisation à section rectangulaire.

ANNEXE (III)

Les courbes d'étalonnage du petit et du grand débitmètre ont été obtenues de la manière suivante :

Pour chaque graduation indiquant une position stable du flotteur, on recueille un volume d'eau en enclenchant le chronomètre on obtient le volume choisi qui lui correspond un temps donné. On refait la même procédure cinq fois.

La relation qui suit permet de calculer le débit, pour chaque position du flotteur afin de dresser les courbes d'étalonnages.

$$Q_v = \frac{V}{t}$$

V : Volume recueilli

t : temps nécessaire pour recueillir ce volume

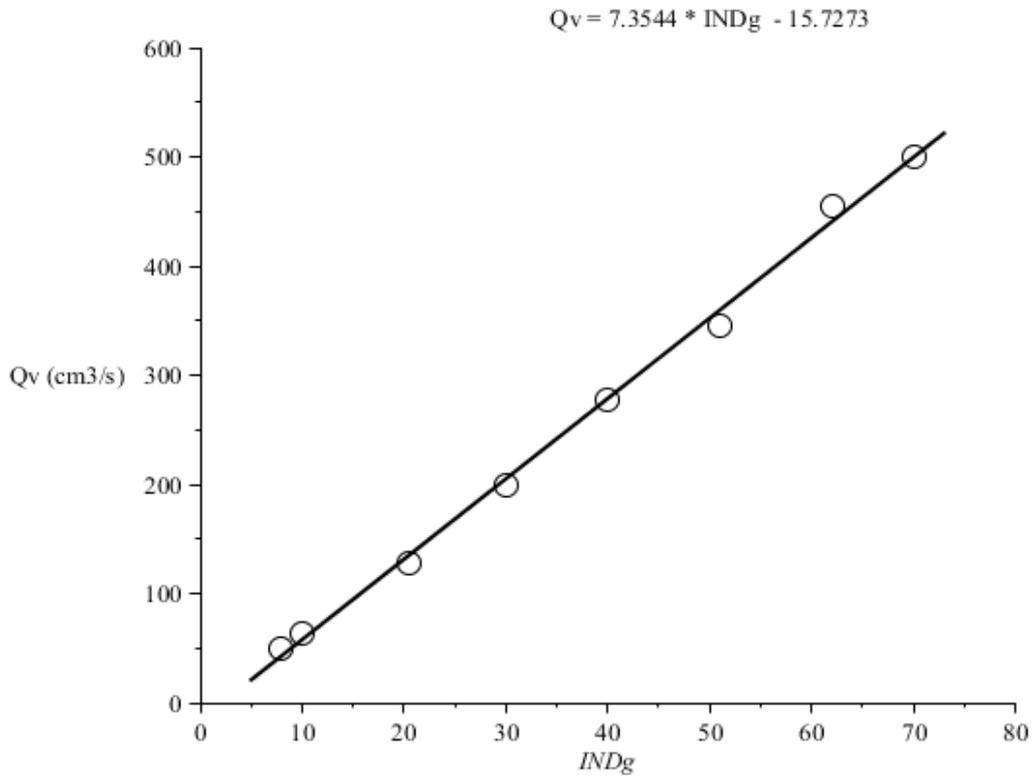


Figure I.1 : Courbe d'étalonnage du petit débitmètre

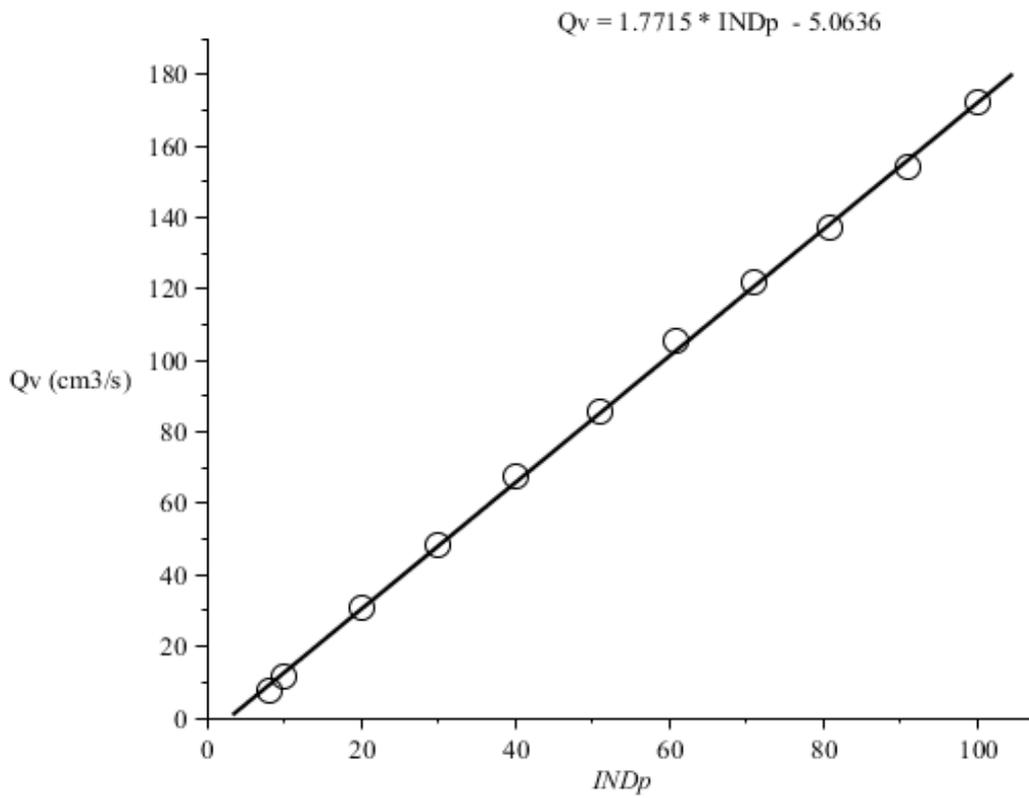
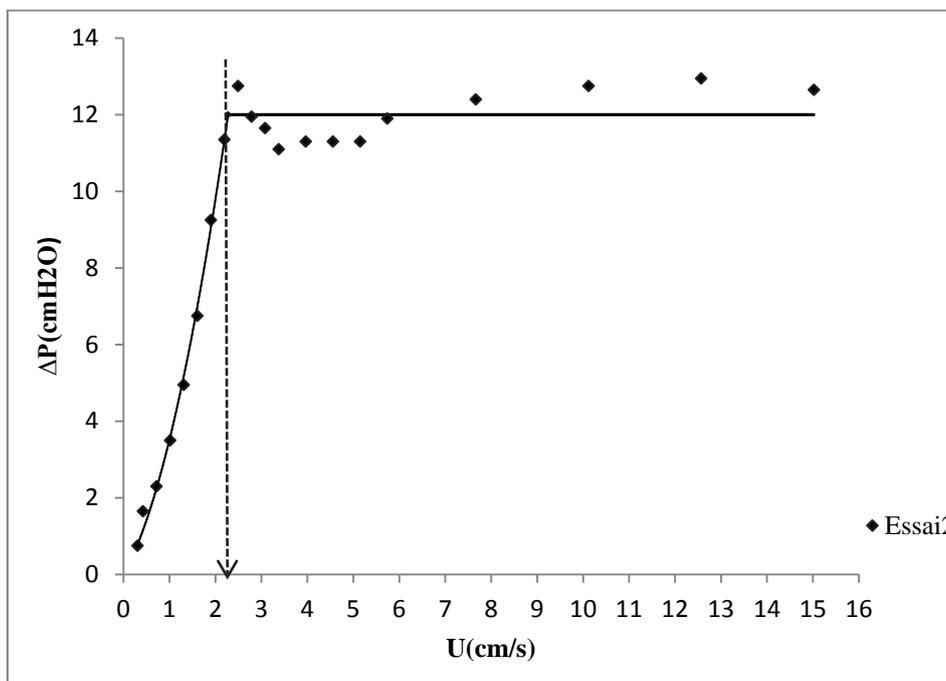
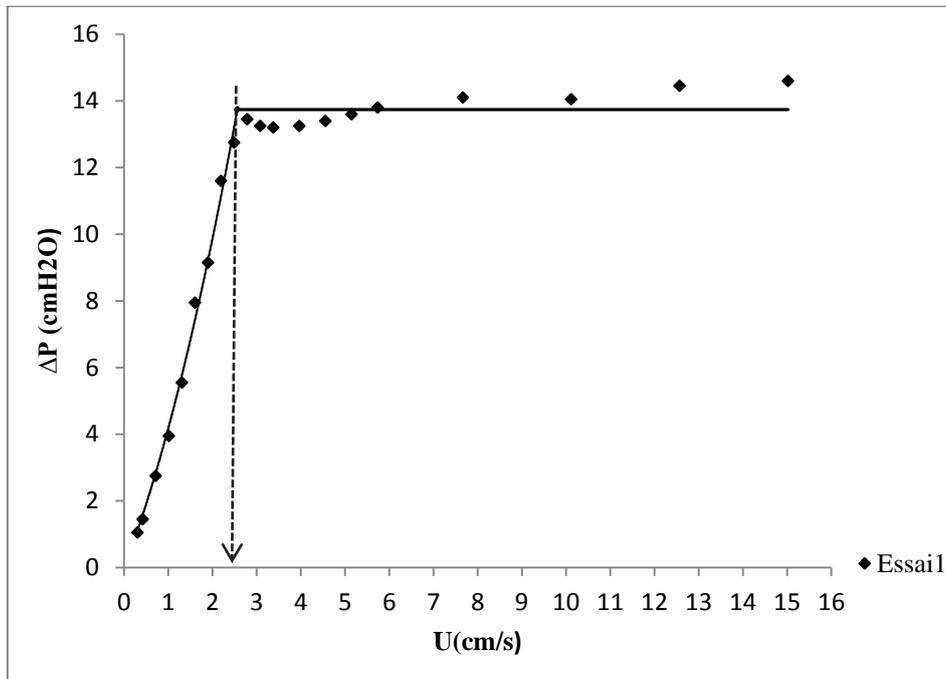
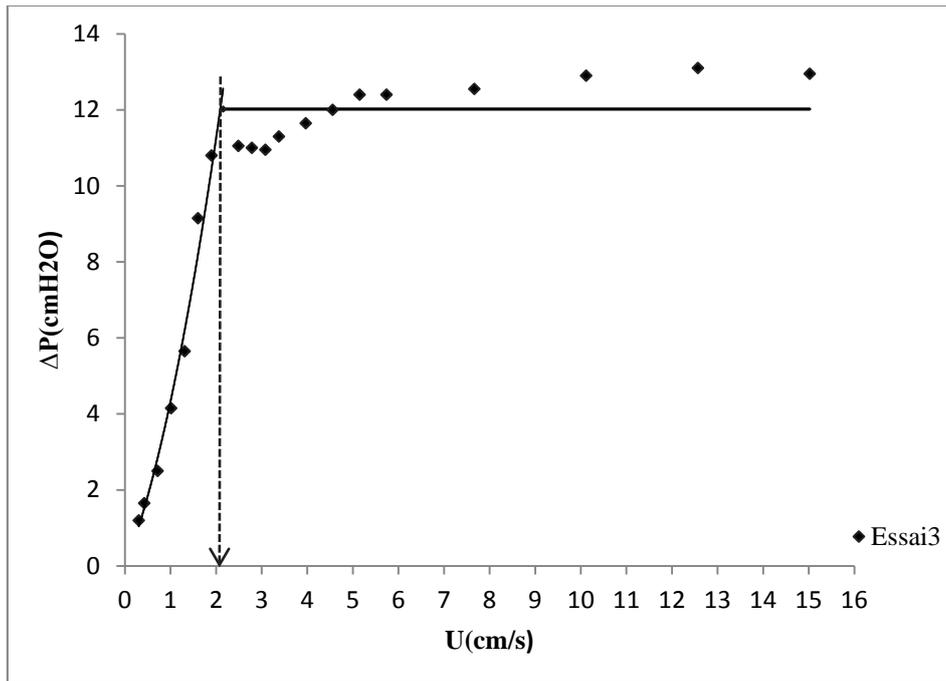


Figure I.2 : Courbe d'étalonnage du grand débitmètre

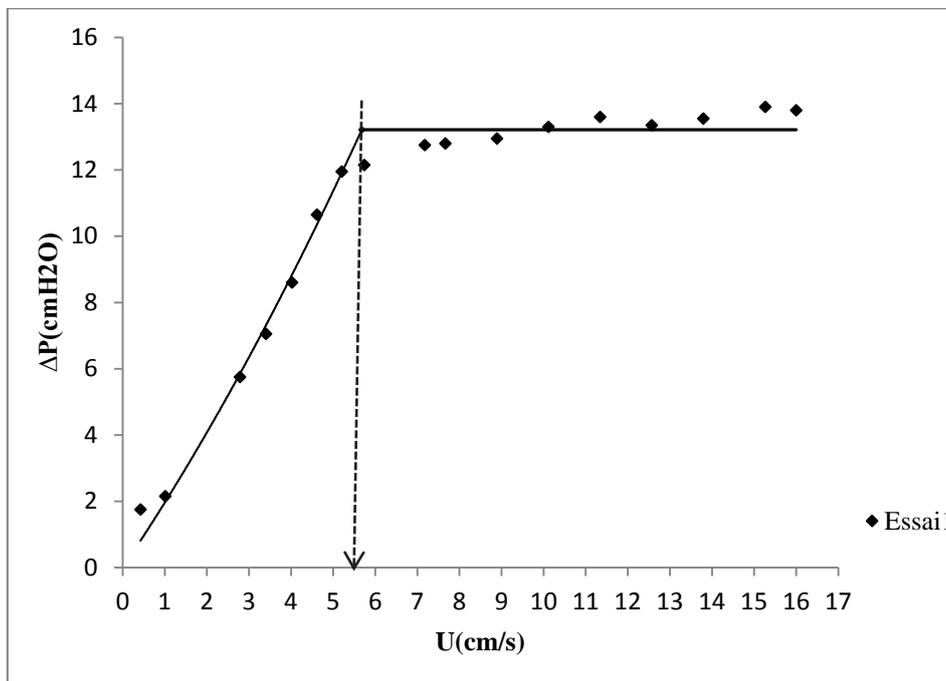
ANNEXE (IV)

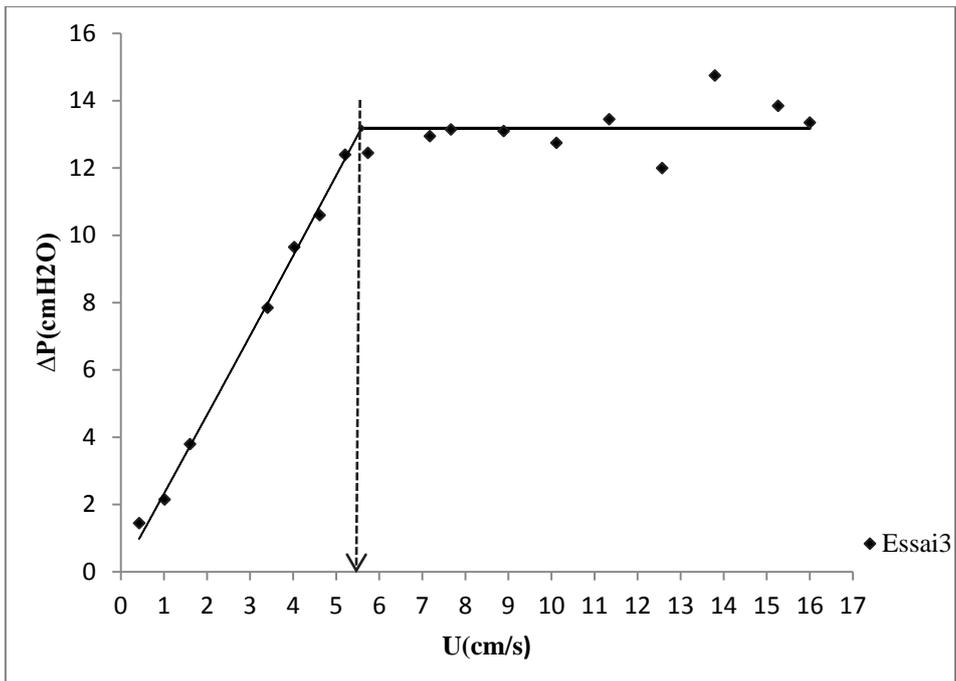
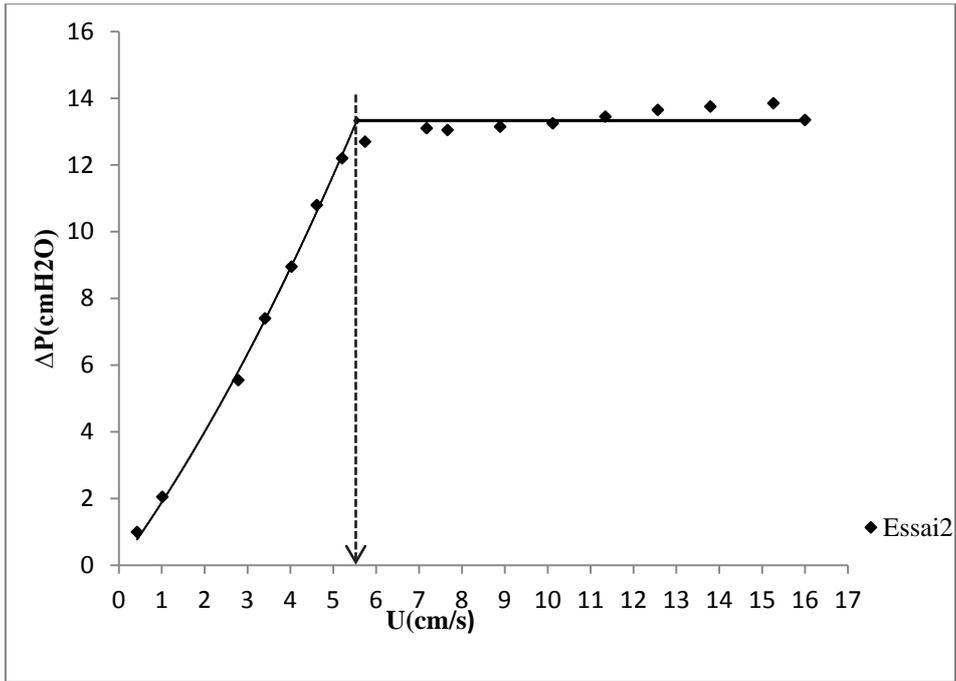
III.1. Variation des pertes de charge en fonction de la vitesse d'écoulement pour les particules de 2 mm de diamètre



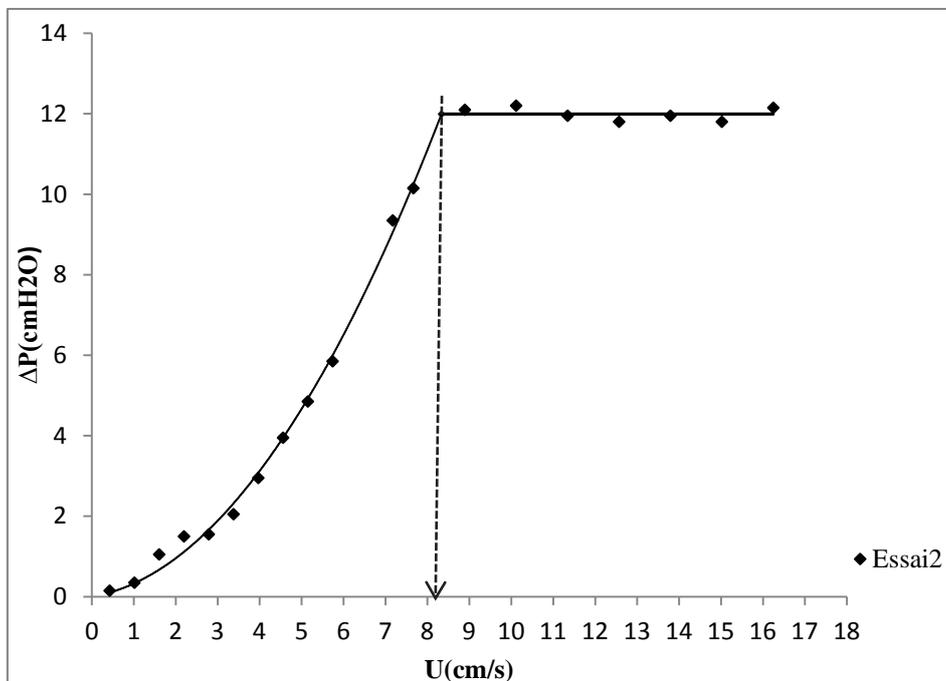
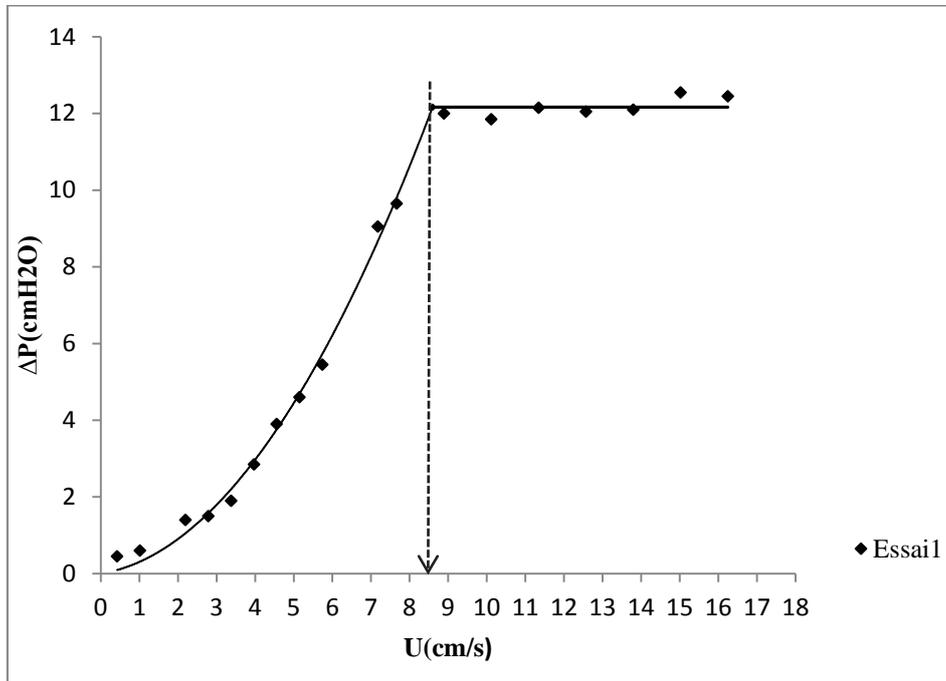


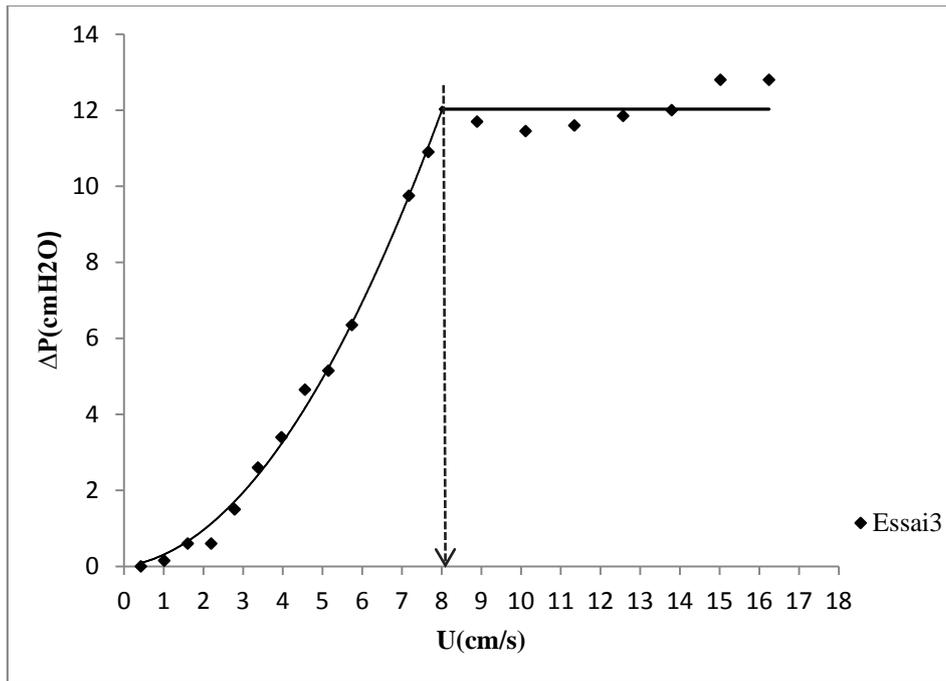
III.2. Variation des pertes de charge en fonction de la vitesse d'écoulement pour les particules de 4 mm de diamètre





III.3. Variation des pertes de charge en fonction de la vitesse d'écoulement pour les particules de 8 mm de diamètre





Résumé

Ce mémoire présente les résultats d'une étude expérimentale concernant le comportement hydrodynamique au minimum de fluidisation et l'expansion des couches fluidisées de grosses particules appartenant à la catégorie D de la classification de Geldart. L'influence de la taille et de la hauteur statique ont été analysées avec de l'eau comme agent fluidisant dans une colonne à section rectangulaire aux conditions ambiantes. Des corrélations ont été choisies d'une part, pour estimer les valeurs de la vitesse du liquide et du degré de vide au minimum de fluidisation et d'autre part, pour les comparer aux valeurs expérimentales obtenues.

Mots clés : Fluidisation liquide, colonne rectangulaire, vitesse minimale de fluidisation, porosité.

Abstract

This manuscript presents the results of an experimental study of the hydrodynamic behavior at minimum fluidization and expansion of fluidized bed of large particles belonging to the category D of Geldart's classification.

The influence of the size and the static height were analyzed using water in a rectangular column at ambient conditions. Correlations were chosen to estimate the values of the liquid velocity and the degree of vacuum in the minimum fluidization and compare them with experimental values.

Key words: Liquid fluidization, rectangular column, minimum fluidization velocity, voidage.